INSTITUTUL POLITEHNIC IAŞI
FACULTATEA DE TEHNOLOGIE CHIMICĂ

*Conf. dr. ing. Simion Petrovan*
*Şef lucrări dr. ing. Maria Lungu*

# ÎNDRUMAR PENTRU ELABORAREA PROIECTELOR LA DISCIPLINA

## „Ingineria reacţiilor chimice şi utilaje specifice"

Iaşi — 1988

I N S T I T U T U L  P O L I T E H N I C  I A S I

Facultatea de Tehnologie Chimică

Dnei asist. Coca Ibănescu,
cu urări deosebite de succese!
27.IV.1989

Conf.dr.ing.Simion Petrovan  Sef lucrări dr.ing.Maria Lungu

# INDRUMAR PENTRU ELABORAREA PROIECTELOR LA DISCIPLINA

# "INGINERIA REACTIILOR CHIMICE SI UTILAJE SPECIFICE"

Scanned with OKEN Scanner

## Introducere

Indrumarul pentru elaborarea proiectelor la disciplina "Ingineria reacţiilor chimice şi utilaje specifice" şi a părţii de utilaje a proiectelor de diplomă, se adresează studenţilor de la secţiile Tehnologia compuşilor macromoleculari şi Tehnologia maselor plastice, fiind conceput potrivit programului cadru aprobat de către Consiliul profesoral al facultăţii.

Lucrarea tratează capitolele considerate ca făcînd parte numai din proiectul de utilaje, celelalte capitole referitoare la proiectul tehnologic şi de analiză economică fiind abordate la proiectele de an ale acestor discipline.

Autorii au urmărit prezentarea generală a modului de calcul, evitîndu-se, pe cît posibil, exemplificarea numerică, în ideea ca metodica recomandată să poată fi utilizată pentru proiectarea unor instalaţii diverse de obţinere a monomerilor şi polimerilor.

Succesiunea capitolelor este, în general, aceeaşi ca în programul cadru de elaborare a proiectului, respectîndu-se în acest sens şi modul de tratare a problemelor fiecărui capitol.

Capitolul care se ocupă de proiectarea utilajelor este cel mai extins şi cuprinde şi unele informaţii utile în elaborarea altor capitole ale îndrumarului, cum ar fi: materiale utilizate pentru construcţia utilajelor chimice şi alegerea lor, calcule de rezistenţă mecanică, calcule termice, de agitare etc. Sînt specificate datele necesare pentru proiectare, după care se face o prezentare a materialelor utilizate în construcţia utilajelor chimice şi a criteriilor de alegere a acestora. In continuare este dată metodica de dimensionare a reactoarelor atît pentru sisteme omogene cît şi pentru cele eterogene, considerîndu-se posibilitatea acoperirii unei game largi de tipuri de reactoare caracteristice obţinerii monomerilor şi polimerilor. Se are în vedere şi faptul că unele din aceste reactoare pot fi întîlnite în schemele tehnologice ca recipiente în care se desfăşoară unele procese secundare ca spălări, extracţii şi altele.

In vederea conturării unei proiectări cît mai complete, capitolul privind proiectarea utilajelor tratează detaliat în

Scanned with OKEN Scanner

continuare calcule de rezistenţă mecanică, calculul agitării, schimbul de căldură în reactoare, bilanţul termic şi verificarea suprafeţei de schimb de căldură. Toate aceste probleme sînt prezentate cu precizarea condiţiilor specifice sistemelor de polimeri. Astfel, în cazul transferului de căldură sînt recomandate relaţiile criteriale pentru emulsiile şi suspensiile de polimeri. De asemenea exemplificarea bilanţului termic pentru reactorul continuu şi discontinuu se referă la un proces oarecare de polimerizare.

Intrucît instalaţiile complete de obţinere a monomerilor şi polimerilor presupun desfăşurarea unor procese de transfer de impuls, căldură şi masă, autorii lucrării au considerat necesar să se trateze şi unele aspecte legate de dimensionarea utilajelor care intervin frecvent în instalaţiile tehnologice, în care au loc fenomene de transfer fără reacţie chimică. De aceea o parte a capitolului 3 este destinată modalităţilor de proiectare a utilajelor pentru separarea sistemelor disperse de polimeri, a instalaţiilor pentru uscarea polimerilor precum şi calculului rezervoarelor, silozurilor, buncărelor, conductelor şi racordurilor. De remarcat faptul că se prezintă efectiv conducerea calculelor în vederea dimensionării utilajelor respective, ceea ce uşurează mult efortul proiectantului.

In concepţia autorilor, reglarea şi automatizarea proceselor trebuie să constituie o parte importantă a unui proiect. De aceea se expun aici criteriile pentru determinarea variabilelor ce trebuie măsurate şi reglate, schemele de reglare automată a principalilor parametri de proces şi exemple de automatizare complexă a unor tipuri de reactoare şi a unor aparate auxiliare.

Pentru a veni în sprijinul studenţilor ce elaborează proiectele de an şi de diplomă, în îndrumar sînt redate o serie de formule, nomograme, tabele şi diagrame uzuale, care se găsesc de altfel în lucrările recomandate în bibliografie. Fiind deja selectate pentru problemele specifice proiectului prezentat, acestea vor conduce la serioase economii de timp. In acelaşi scop s-au introdus în lucrare graficele din cap.2 privind proprietăţile unor polimeri şi anexele de la sfîrşitul îndrumarului.

Autorii mulţumesc tov.tehn.princ. Iosup Ioan, care a executat partea grafică a întregii lucrări.

Scanned with OKEN Scanner

# PROGRAMUL CADRU PENTRU ELABORAREA PROIECTELOR DE DIPLOMA

(Aprobat în ședința Consiliului profesoral al facultății de Tehnologie chimică, din 15.02.1985)

Partea I - Cercetare

1. Tema de cercetare
2. Stadiul actual de cunoaștere a problemei
3. Partea experimentală
4. Rezultate și discuții (interpretarea rezultatelor)
5. Concluzii
6. Bibliografie

Partea a doua - Proiectare

Cap.1. Tema de proiectare

Cap.2. Memoriu tehnic (concluziile proiectului)

Cap.3. Tehnologia fabricației

3.1. Proprietățile produsului si domenii de utilizare;

3.2. Variante tehnologice;

3.3. Alegerea variantei optime;

3.4. Descrierea procesului tehnologic adoptat (schema bloc, schema tehnologică)

3.4.1. Caracteristicile materiilor prime, intermediare și auxiliare

3.4.2. Considerații teoretice asupra proceselor din schema adoptată: mecanism, termodinamică, cinetică

3.4.3. Bilanțul de materiale

3.4.4. Bilanțul termic

3.4.5. Consumuri specifice.

Cap.4. Proiectarea utilajelor *)

4.1. Conceperea/alegerea tipului de utilaj, a materialului de construcție și probleme de coroziune.

4.2. Proiectarea tehnologică și optimizarea utilajelor.

4.2.1. Calculul dimensiunilor geometrice ale utilajului

4.2.2. Calcule hidrodinamice (cădere de presiune, calculul agitării etc.)

4.2.3. Calcule termice (calculul suprafețelor de schimb de căldură)

4.3. Calcule de rezistență mecanică

4.41 Fișa tehnică a utilajului

4.5. Construcţii-montaj, exploatare, întreţinere utilaj (schiţă utilaj, planşe amplasare).

Cap.5. Controlul, reglarea şi automatizarea procesului tehnologic

5.1. Controlul de calitate şi pe faze de fabricaţie

5.2. Elaborarea schemei de reglare şi automatizare a procesului (planşă şi descriere)

5.3. Aparate de măsură şi control, automatizate adeptate.

Cap.6. Utilităţi

6.1. Stabilirea caracteristicilor şi necesarul de utilităţi

6.2. Aplatizarea curbelor de consum (procese discontinui)

Cap.7. Produse secundare, posibilităţi de valorificare, reciclare, poluarea mediului

Cap.8. Amplasament şi plan general

8.1. Amplasarea obiectivului în plan teritorial

8.2. Alegerea terenului

8.3. Plan general ( schiţă şi descriere, dimensionarea suprafeţelor necesare pentru depozitare)

Cap.9. Analiza economică

9.1. Verificarea nivelului capacităţii de producţie a obiectivului fixat

9.2. Calculul indicatorilor tehnico-economici

9.2.1. Valoarea totală a investiţiei

9.2.2. Investiţia specifică

9.2.3. Durata de realizare a investiţiei

9.2.4. Durata de recuperare a investiţiei din beneficii

9.2.5. Numărul maxim de personal, din care muncitori

9.2.6. Calculul retribuţiei directe şi al fondului de retribuire

9.2.7. Calculul costului unitar al produsului, al beneficiului şi al rentabilităţii

Cap.10. Măsuri de protecţia muncii şi P.S.I.

Bibliografie

Partea a treia - Piese desenate**)

1. Schema tehnologică
2. Amplasarea utilajelor
3. Desen utilaj ( 1 - 2 utilaje, cu detalii)
4. Plan general de amplasare

*) Numărul minim de utilaje calculate este 5 (cinci)

**) Numărul minim de planşe este 5 (cinci)

## Capitolul 1 - Memoriu tehnic şi deviz general

### 1.1. Memoriul tehnic

Memoriul tehnic trebuie să justifice atît tema proiectului cît şi soluţiile alese pentru rezolvarea acesteia. In continuare se dau cîteva recomandări pentru întocmirea memoriului tehnic.

a) Tema proiectului trebuie să rezulte din contextul dezvoltării economico-industriale generale şi a industriei chimice şi de sinteză şi prelucrare a polimerilor, în particular;

b) Soluţiile tehnologice alese trebuie să rezulte ca variante optime din mai multe variante abordate şi studiate din punct de vedere tehnico-economic;

c) Utilajele tehnologice trebuie să fie de cel mai înalt nivel tehnic, iar condiţiile de operare să determine valorificarea economic superioară a tuturor materiilor prime şi materialelor în condiţiile unui cost minim;

d) Soluţiile propuse trebuie să rezolve toate problemele de la interfaţa obiectivului proiectat, în condiţiile politico-ecomomice actuale şi de perspectivă, vizînd printre aletele:

- protecţia mediului;
- forţa de muncă;
- condiţiile optime de amplasare;
- posibilităţi de dezvoltare;
- corelaţia obiectiv proiectat - alte obiective existente în zona de amplasare sau înafara acesteia etc.

### 1.2. Devizul general

Devizul general cuprinde toate cheltuielile pentru realizarea obiectivului proiectat. Structura acestuia este dată în tabelul 1.1.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 1.1.

DEVIZ GENERAL

| Nr. crt | Denumirea lucrărilor şi a cheltuielilor | VALOARE LEI | | | | | | | | | | | | VALOARE TOTALA LEI |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Construcţii | Lucrări tehnico-sanitare aferente construcţiei | Construcţii speciale | Reţele conducte industriale, transmisii | Utilaj | | | | Inventar producţie | | Mijloace de transport | Alte cheltuieli | |
| | | | | | | Maşini de forţă | Montaj | Maşini de lucru. agregate | Montaj | Scule, unelte | Inventar gospodăresc | | | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |



Scanned with OKEN Scanner

## Capitolul 2 - Proprietăţi fizice ale monomerilor şi polimerilor

Pentru calculele de dimensionare a reactoarelor şi a celorlalte utilaje ce compun instalaţia de proiectat precum şi pentru calculele termice ale acestora sînt necesare valori cît mai exacte ale mărimilor fizice caracteristice substanţelor cu care se operează.

Deoarece o mare parte din aceste proprietăţi fizice s-au utilizat pentru calcule în cadrul proiectelor de an sau al lucrărilor practice de la alte discipline (în special la Fenomene de transfer), în cele ce urmează se vor trata numai unele mărimi considerate specifice proiectului de utilaje de la secţia TCM.

### 2.1. Densitatea

In cazul monomerilor în stare lichidă sau gazoasă, densitatea se ia din tabelele sau nomogramele existente în manualele de specialitate, aplicîndu-se corecţiile necesare ce ţin seama de influenţa temperaturii şi a presiunii asupra densităţii.

Pentru amestecurile de reacţie densitatea se calculează aditiv, ţinînd seama de densitatea fiecărui component şi de procentul gravimetric în care se găseşte acest component în amestec.

Densitatea polimerilor mai uzuali este dată sub formă de grafice în cadrul § 2.3, în care se prezintă şi alte caracteristiei ale polimerilor.

### 2.2. Vîscozitatea

2.2.1. Vîscozitatea gazelor la diferite temperaturi se determină pe baza nomogramelor existente /6/.

In cazul unor amestecuri de gaze vîscozitatea se calculează cu formula aproximativă:

$$\frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \frac{m_1 M_1}{\eta_1} + \frac{m_2 M_2}{\eta_2} + \dots \qquad (2.1)$$

în care $M_{am}$, $M_1$, $M_2$,... sînt masele molare ale amestecului de gaze şi ale diferiţilor componenţi;

$\eta_{am}$, $\eta_1$, $\eta_2$,... - vîscozităţile corespunzătoare;

$m_1$, $m_2$,... - procente volumetrice ale componenţilor în amestec.

2.2.2. Vîscozitatea lichidelor la diferite temperaturi se determină de asemenea pe baza nomogramelor /6/. In lipsa datelor experimentale, vîscozitatea lichidelor organice la 20°C se poate calcula aproximativ cu formula empirică:

$$\lg(\lg \eta) = K \frac{d}{M} - 2,9 \quad (mP) \qquad (2.2)$$

în care $\eta$ - vîscozitatea lichidului la presiunea atmosferică şi la 20°C, în milipoise; d - densitatea relativă a lichidului; M - masa molară; K - constantă calculată cu relaţia:

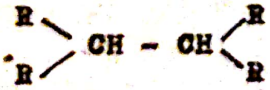
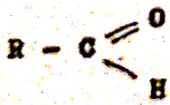
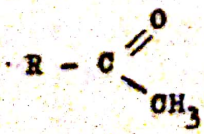
$$K = \sum A.n + \sum p \qquad (2.3)$$

A - numărul de atomi de acelaşi fel din molecula compusului organic; n - valoarea numerică a constantei atomice; p - corecţie pentru gruparea chimică şi caracterul legăturii dintre atomi. Valorile n şi p sînt prezentate în tabelele 2.1 şi 2.2.

Tabelul 2.1. - Constantele atomice ale vîscozităţii

| Atomii | H | O | N | Cl | Br | I | C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Valoarea lui n | 2,7 | 29,7 | 37,0 | 60,0 | 79,0 | 110,0 | 50,2 |

Tabelul 2.2. Corecţii la constantele atomice ale vîscozităţii

| Nr. crt. | Caracterul legăturii şi al grupărilor | p |
|---|---|---|
| 1 | Legătura dublă | -15,5 |
| 2 | Inel cu cinci atomi de carbon | -24,0 |
| 3 | Inel cu şase atomi de carbon | - 21,0 |
| 4 | Catena laterală a inelului cu 6 atomi de carbon: | |
| | - masa moleculară $< 17$ | -9,0 |
| | - masa moleculară $\geq 16$ | -17,0 |
| 5 | Aşezare în poziţii orto şi para ale substituenţilor secundari | +3,0 |
| 6 | Aşezare în poziţie meta a substituenţilor secundari | +1,0 |
| 7 |  | +8,0 |
| 8 | | +13,0 |
| 9 |  | +16,0 |
| 10 |  | +5,0 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| 11 | $-CH=CHCH_2X$ | (X-grupă negativă) | +4,0 |
| 12 | $\begin{matrix} R \\ \diagdown \\ CH-X \\ \diagup \\ R \end{matrix}$ | (X-grupă negativă) | +6,0 |
| 13 | OH | | +24,7 |
| 14 | COO | | -19,6 |
| 15 | COOH | | -7,9 |
| 16 | $NO_2$ | | -16,4 |

Vîscozitatea unui amestec de lichide miscibile, neasociate se poate calcula cu relaţia:

$$\lg \eta_{am} = m_1 \lg \eta_1 + m_2 \lg \eta_2 + \ldots \qquad (2.4)$$

în care $m_1$, $m_2$,... sînt fracţiile molare ale componenţilor cu vîscozităţile $\eta_1$, $\eta_2$,...

2.2.3. Vîscozitatea suspensiilor, $\eta_{susp}$, se poate determina, pentru concentraţii volumetrice $\varphi$ de pînă la 10%, cu formula lui Einstein:

$$\eta_{susp} = \eta_m(1 + 2{,}5\varphi), \qquad (2.5)$$

iar pentru $10\% < \varphi < 40\%$, cu formula:

$$\eta_{susp} = \eta_m(1 + 4{,}5\varphi) \qquad (2.6)$$

în care $\eta_m$ este vîscozitatea mediului de dispersie.

2.2.4. Pentru vîscozitatea emulsiilor, $\eta_e$, forma relaţiilor de calcul este diferită. Dacă vîscozitatea fazei disperse $\eta_d$ este mai mare decît vîscozitatea $\eta_m$ a mediuluinde dispersie care ocupă 0,4 şi mai mult din volumul total, atunci:

$$\eta_e = \frac{\eta_m}{1-\varphi}\left(1 + \frac{6\varphi\eta_d}{\eta_m + \eta_d}\right) \qquad (2.7)$$

Dacă însă $\eta_m > \eta_d$, atunci, pentru aceleaşi rapoarte volumice:

$$\eta_e = \frac{\eta_m}{1-\varphi}\left(1 - \frac{1{,}5\varphi\eta_d}{\eta_m + \eta_d}\right) \qquad (2.8)$$

Pentru determinarea vîscozităţii unei emulsii se mai poate utiliza relaţia:

$$\eta_e = \eta_m \sqrt[3]{1/\varphi} \Big/ \left(\sqrt[3]{1/\varphi} - 1\right) \qquad (2.9)$$

Dependenţa de temperatură a vîscozităţii fazei lichide este exponenţială, de tipul:

$$\eta(t) = a_\eta \exp\left(\frac{b_\eta}{T}\right) \qquad (2.10)$$

unde x $a_\eta$ şi $b_\eta$ sînt mărimi determinate experimental. Atunci dependenţa de temperatură a vîscozităţii unui amestec se va scrie sub forma:

$$\eta_{am} = \eta(t)\left[1 + 2{,}5\,\varphi\, A(t)\right] \qquad (2.11)$$

în care

$$A(t) = \frac{\eta_d(t) + 0{,}4\,\eta(t)}{\eta_d(t) + \eta(t)} \qquad (2.12)$$

Pentru topiturile de polimeri este dificil de recomandat relaţii de determinare a vîscozităţii, ştiindu-se că aceasta depinde de un număr mare de factori ce nu pot fi luaţi simultan în consideraţie. Există numeroase ecuaţii empirice pentru calculul vîscozităţii topiturilor de polimeri, aplicabile însă pe domenii înguste.

Se pot utiliza graficele de variaţie a vîscozităţii aparente a unor topituri de polimeri în funcţie de gradientul de viteză aparent, determinate pe cale experimentală /28/, care se prezintă ca în figura 2.1.

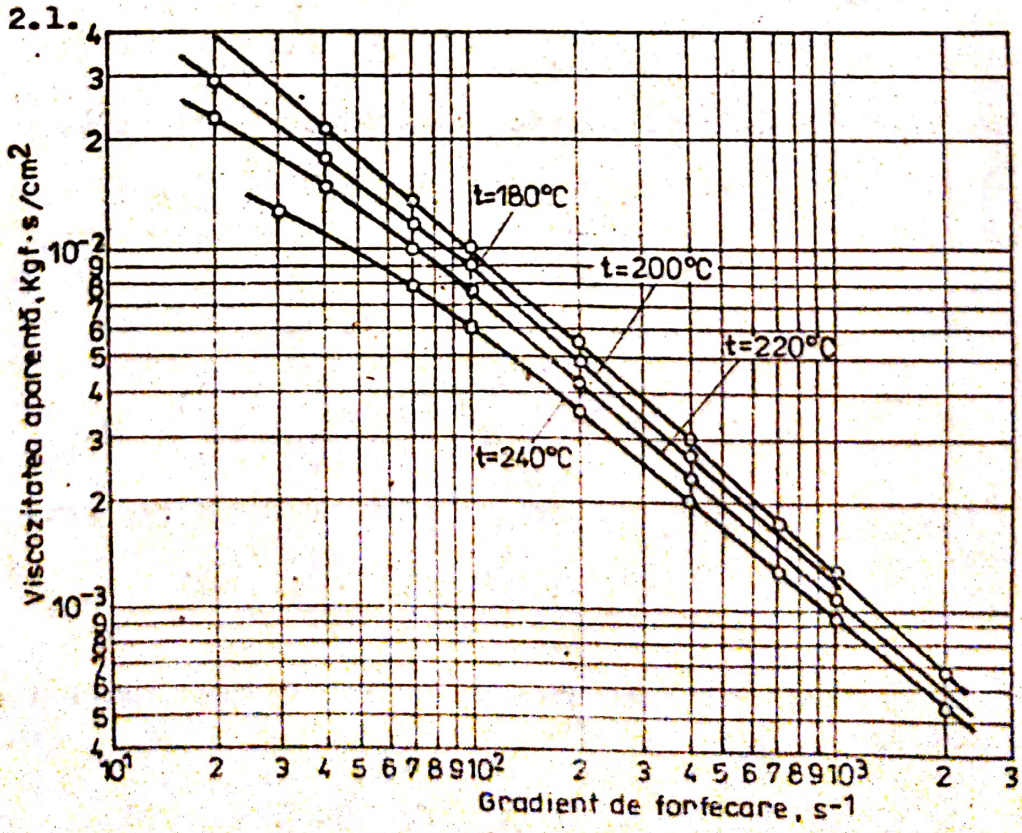



Fig.2.1. Dependenţa vîscozităţii aparente a polistirenului antişoc de gradientul de forfecare

Trebuie precizat faptul că utilizarea datelor de vîscozitate pentru topiturile de polimeri necesită precizarea în fiecare caz a condiţiilor de măsurare a acesteia, valorile vîscozităţii aparente diferind de la un aparat la altul, ceea ce introduce serioase dificultăţi în calculele de proiectare.

Curbele de curgere şi curbele de variaţie a vîscozităţii aparente ale unor polimeri, la temperaturile de prelucrare a acestora sînt date în /28/ şi /34/ şi pot fi utilizate pentru calcule. O parte din aceste date sînt prezentate în § 2.3.

Pentru calcule aproximative se poate utiliza caracteristica universală invariantă cu temperatura pentru determinarea vîscozităţii polimerilor liniari. Această caracteristică (fig.2.2) prezintă variaţia vîscozităţii reduse $\eta/\eta_o$ cu gradientul de forfecare redus ( $\dot{\gamma}\cdot\eta_o$) pentru orice polimer liniar, la orice temperatură ( $\eta_o$ fiind vîscozitatea newtoniană maximă, la gradient de forfecare zero).

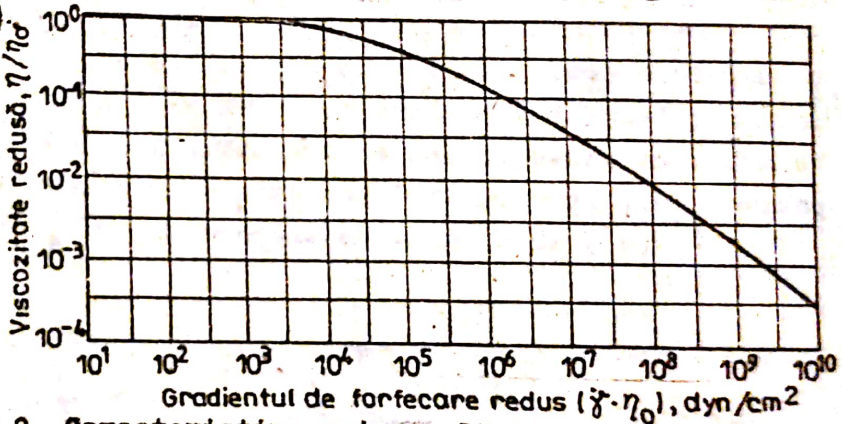



Fig.2.2. Caracteristica universală invariantă cu temperatura a proprietăţilor vîscoase ale polimerilor liniari

## 2.3. Caracteristici termice ale polimerilor

### 2.3.1. Conductivitatea termică

Pentru calculul coeficienţilor de conductivitate termică a gazelor la presiuni mici se poate folosi relaţia:

$$\lambda = B.C_v.\eta \quad (W/m.grd), \qquad (2.13)$$

în care $C_v$ este căldura specifică a gazului la volum constant, J/kg.grd; $\eta$ - vîscozitatea dinamică a gazului, N.s/m$^2$, iar B este o constantă care are următoarele valori: - pentru gazele monoatomice B = 2,5; - pentru gazele biatomice B = 1,9; pentru gazele triatomice B = 1,72.

Pentru amestecuri de gaze coeficientul real de conductivitate termică se poate determina numai experimental, deoarece în acestvcaz nu se aplică legea aditivităţii. O valoare aproximativă pentru $\lambda_{am}$ se poate găsi aplicînd formula (2.13), în care $C_v$ se calculează aditiv, iar $\eta$ cu relaţia (2.1) pentru amestecuri.

Coeficienţii de conductivitate termică pentru lichide se pot calcula cu formula empirică:

$$\lambda = A_1 C \rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} \quad , \text{w/m.grd} \qquad (2.14)$$

în care C este căldura specifică a lichidului, j/kg.grd; $\rho$ - densitatea lichidului, $kg/m^3$; M - masa molară; $A_1$ - coeficient care depinde de gradul de asociere a lichidului: pentru lichide asociate $A_1 = 3{,}58.10^{-8}$; pentru lichide neasociate $A_1 = 4{,}22.10^{-8}$.

Dependenţa conductivităţii termice a polimerilor amorfi de temperatură este descrisă în general de o curbă continuă, avînd un maxim larg în jurul temperaturii de tranziţie sticloasă $T_s$. De aceea se poate obţine o caracteristică invariantă cu natura polimerului, reprezentînd variaţia conductivităţii "reduse" $(T)/(T_s)$ în funcţie de temperatura $T/T_s$, ca în figura 2.3.

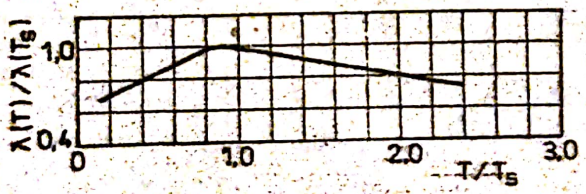



Figura 2.3.- Dependenţa conductivităţii "reduse" de temparatură.

Conductivitatea polimerilor în stare cristalină este mult mai mare decît în stare amorfă şi scade odată cu creşterea temperaturii după o ecuaţie de forma:

$$\lambda = A + B/T$$

în care A şi B sînt constante.

La temperatura de topire a fazei cristaline, conductivitatea scade brusc şi apoi rămîne constantă sau variază slab cu temperatura

Odată cu creşterea masei moleculare, conductivitatea

termică a polimerilor la început creşte rapid şi apoi atinge o valoare aproape constantă. Conductivitatea termică depinde de asemenea de natura polimerului şi de prezenţa în acesta a adaosurilor. Astfel, de exemplu, se observă o micşorare monotonă a conductivităţii termice odată cu creşterea dimensiunilor grupelor laterale la poliolefine, ceea ce se explică atît prin creşterea distanţelor intermoleculare cît şi prin mărirea masei moleculare. Introducerea de materiale de umplutură sau de plastifianţi în polimer influenţează mult asupra valorii coeficientului de conductivitate termică şi de aceea valoarea lui $\lambda$ pentru compozite va fi determinată nu numai de cantitatea de adaosuri ci şi de caracterul interacţiunilor acestora cu polimerul

In încheierea acestui paragraf se prezintă şi cîteva curbe de variaţie a conductivităţii termice pentru polimerii uzuali.

2.3.2. Căldura specifică

Pentru monomerii în stare gazoasă sau lichidă, precum şi pentru alţi componenţi ai sistemelor proiectate, valoarea căldurii specifice la diferite temperaturi se ia din tabele sau nomograme /6/.

In cazul polimerilor, căldura specifică în domeniul temperaturilor situate în jurul lui 300 K variază relativ puţin într-o serie omoloagă, în schimb depinde mult de masa unităţii structurale a lanţului macromolecular şi de aceea se poate aplica formula empirică:

$$C.A = 10,35 \quad j/g.atom.grad \qquad (2.15)$$

în care C este căldura specifică şi A este un parametru empiric egal cu raportul M/n, unde M - masa unităţii structurale şi n - numărul total de atomi din unitatea structurală.

La topirea polimerilor, căldura specifică creşte brusc pînă la temperatura de topire a fazei cristaline, după care scade pînă la o valoare ceva mai mare decît căldura specifică a polimerului în stare solidă. Suprafaţa picului delimitat de curba căldurii specifice şi dreapta obţinută prin extrapolarea liniară a curbei căldurii specifice a polimerului solid sub temperatura de topire poate servi ca o măsură cantitativă a gradului de cristalinitate a probei de polimer şi a căldurii de topire.

In absenţa transformărilor chimice (destrucţie termică sau oxidativă) căldura specifică a topiturilor de polimeri de obicei creşte liniar cu creşterea temperaturii.

Valoarea numerică a căldurii molare a topiturii de polimer

la 300 K poate fi calculată aproximativ după schema aditivă, utilizînd valorile tabelate ale căldurilor diferitelor grupe de atomi ce alcătuiesc unitatea structurală a catenei polimere.

### 2.3.3. Caracteristici termice şi vîscozitatea unor polimeri termoplastici

In cele ce urmează se prezintă curbele de variaţie a căldurii specifice, a coeficientului de conductivitate termică şi a densităţii (volumului specific) în funcţie de temperatură, precum şi variaţia vîscozităţii aparente a topiturilor polimerilor în funcţie de gradientul de forfecare, pentru o serie de polimeri termoplastici uzuali.

Pentru a putea urmări mai uşor aceste caracteristici, ele au fost grupate , aproximativ în aceeaşi ordine, pentru fiecare polimer, specificat înaintea grupului de grafice, iar pentru fiecare figură se precizează numai mărimea pe care o reprezintă.

Scanned with OKEN Scanner

## POLIETILENA DE JOASA DENSITATE

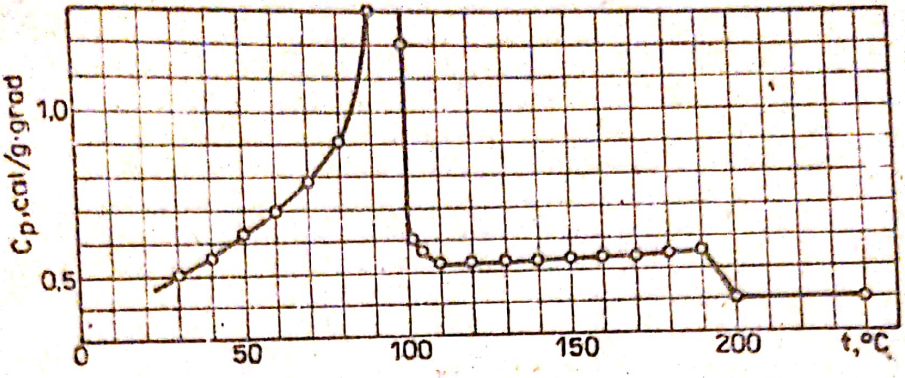



Fig.2.4. Variaţia căldurii specifice cu temperatura

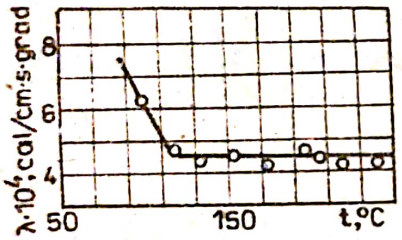



Fig.2.5. Variaţia coeficientului de conductivitate termică cu temperatura

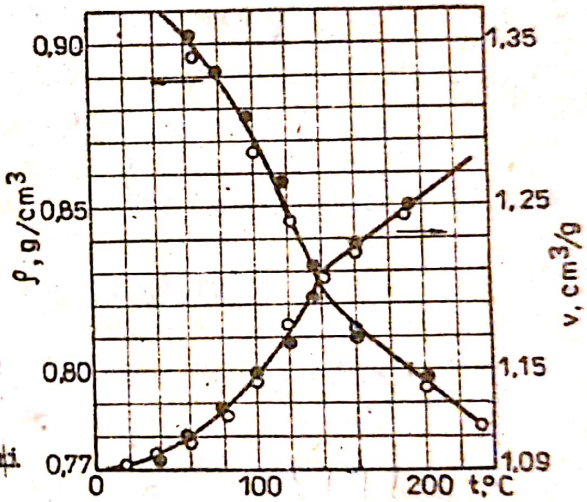



Fig.2.6. Variaţia densităţii şi a volumului specific cu temperatura.

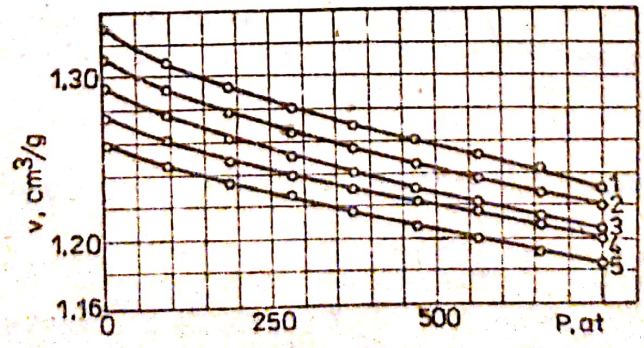



Fig.2.7. Variaţia volumului specific cu presiunea la diferite temperaturi: 1- 210; 2- 190; 3- 170; 4- 150; 5- 130°C.

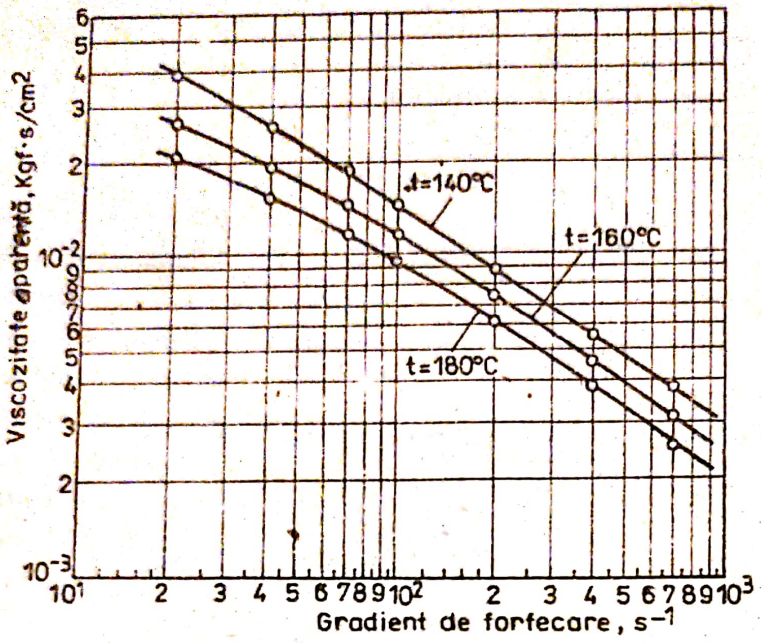



Fig. 2.8. Dependenţa vîscozităţii aparente a PE de gradientul de forfecare

**POLIPROPILENA**

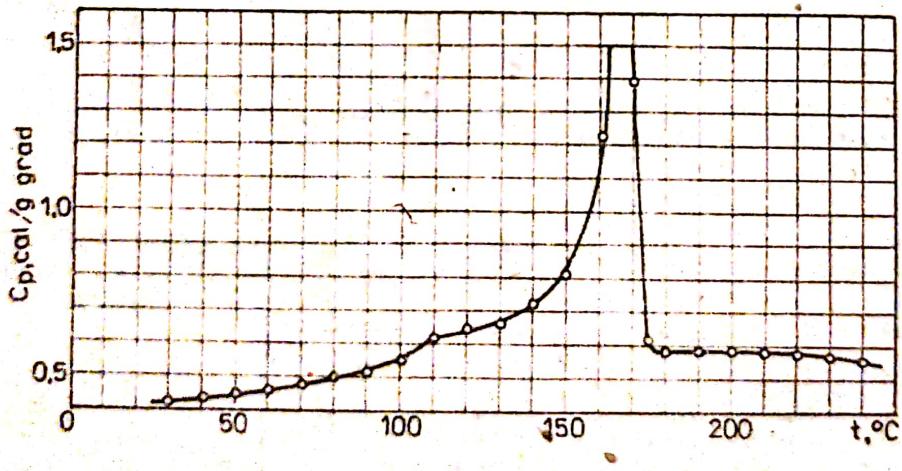



Fig.2.9. Dependenţa căldurii specifice de temperatură

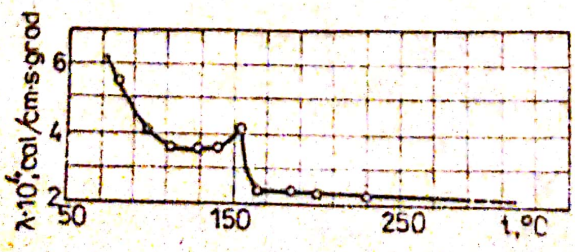



Fig.2.10. Variaţia coeficientului de conductivitate termică cu temperatura

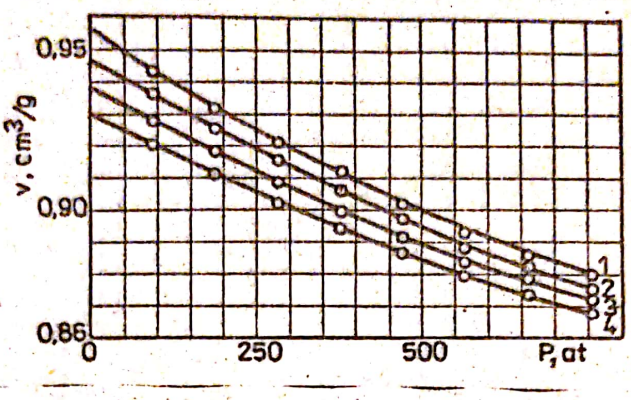



Fig.2.11. Variaţia volumului specific al polipropilenei în funcţie de temperatură.

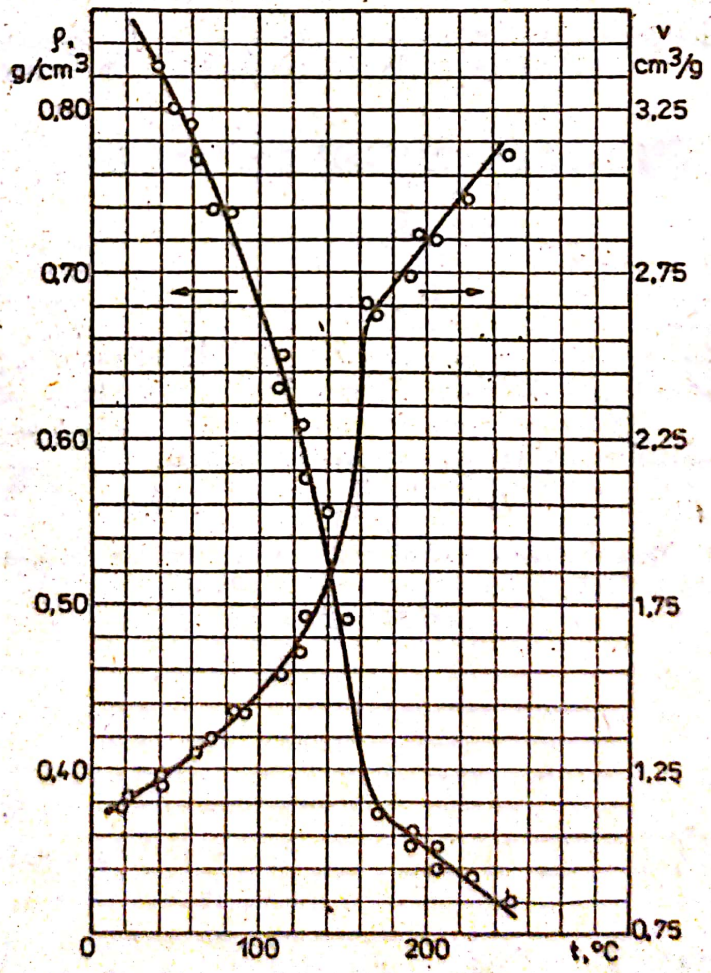



Fig.2.12. ,Dependenţa densităţii şi a volumului specific de temperatură

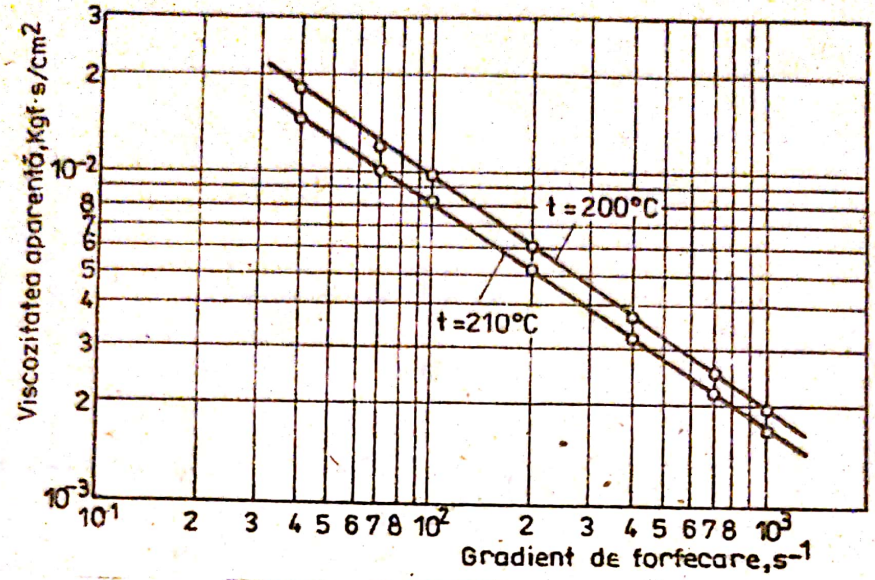



Fig.2.13. Variaţia vîscozităţii aparente a topiturii de polipropilenă cu gradientul de forfecare.

POLICLORURA DE VINIL NEPLASTIFIATA

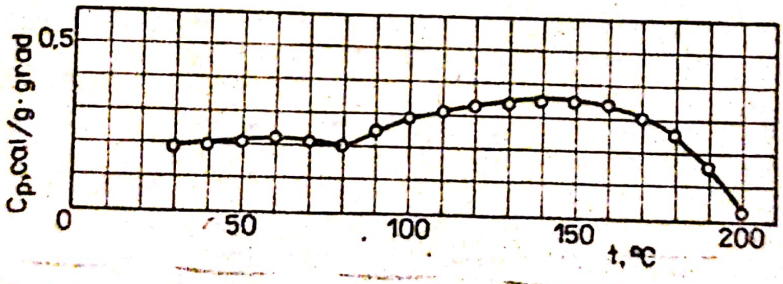



Fig.2.14. Dependenţa căldurii specifice de temperatură

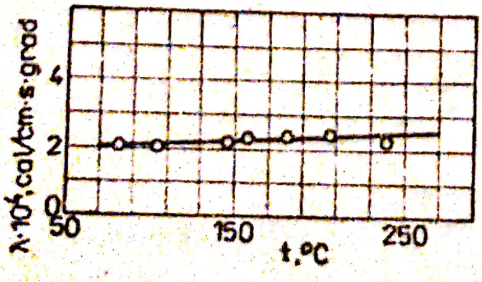



Fig.2.15. Dependenţa coeficientului de conductivitate termică de temperatură.

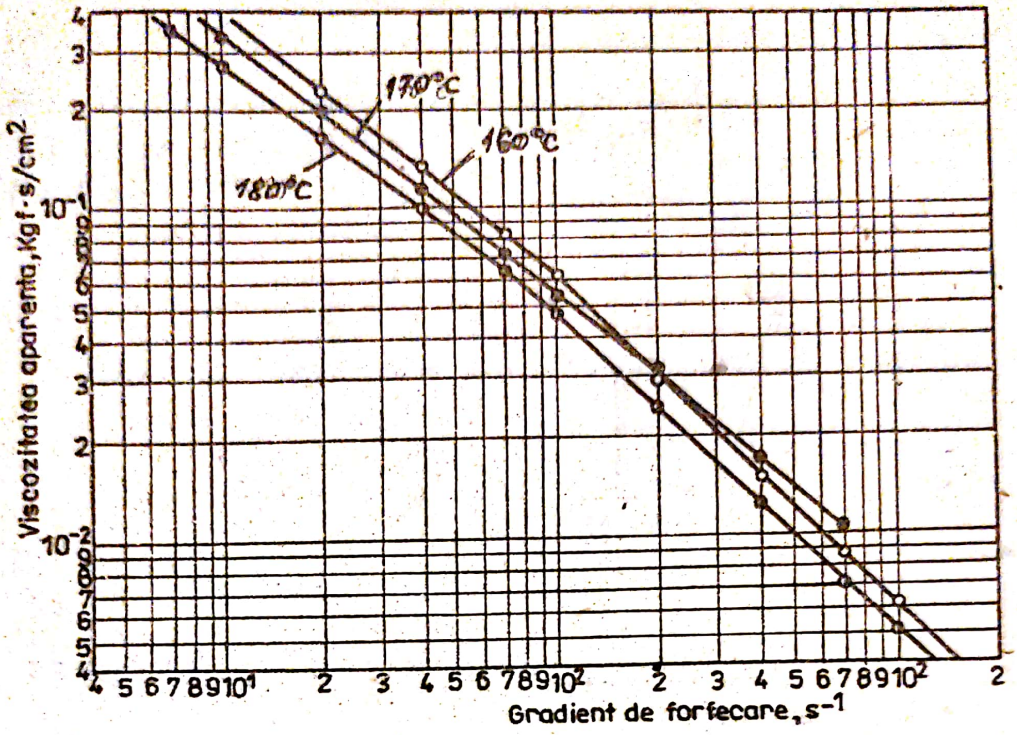



Fig.2.16. Variaţia vîscozităţii aparente a PVC neplastifiat cu gradientul de forfecare.

## POLICLORURA DE VINIL PLASTIFIATA

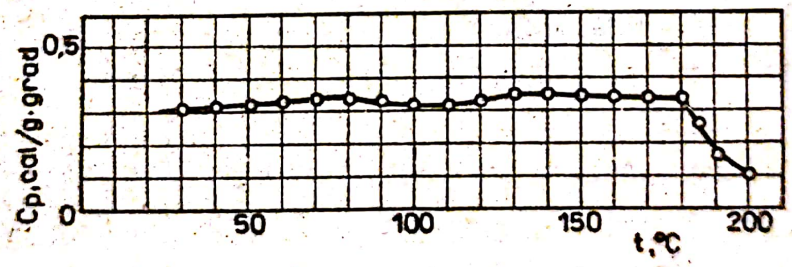



Fig.2.17. Dependenţa de temperatură a căldurii specifice

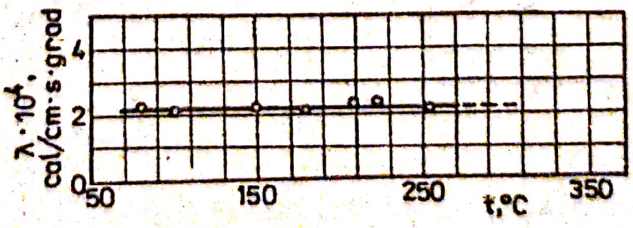



Fig.2.18. Dependenţa de temperatură a coeficientului de conductivitate termică

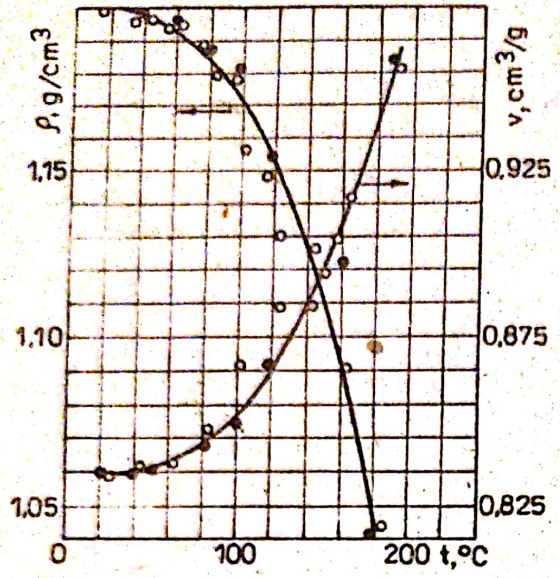



Fig.2.19. Variaţia densităţii şi a volumului specific al PVC plastifiat cu temperatura.

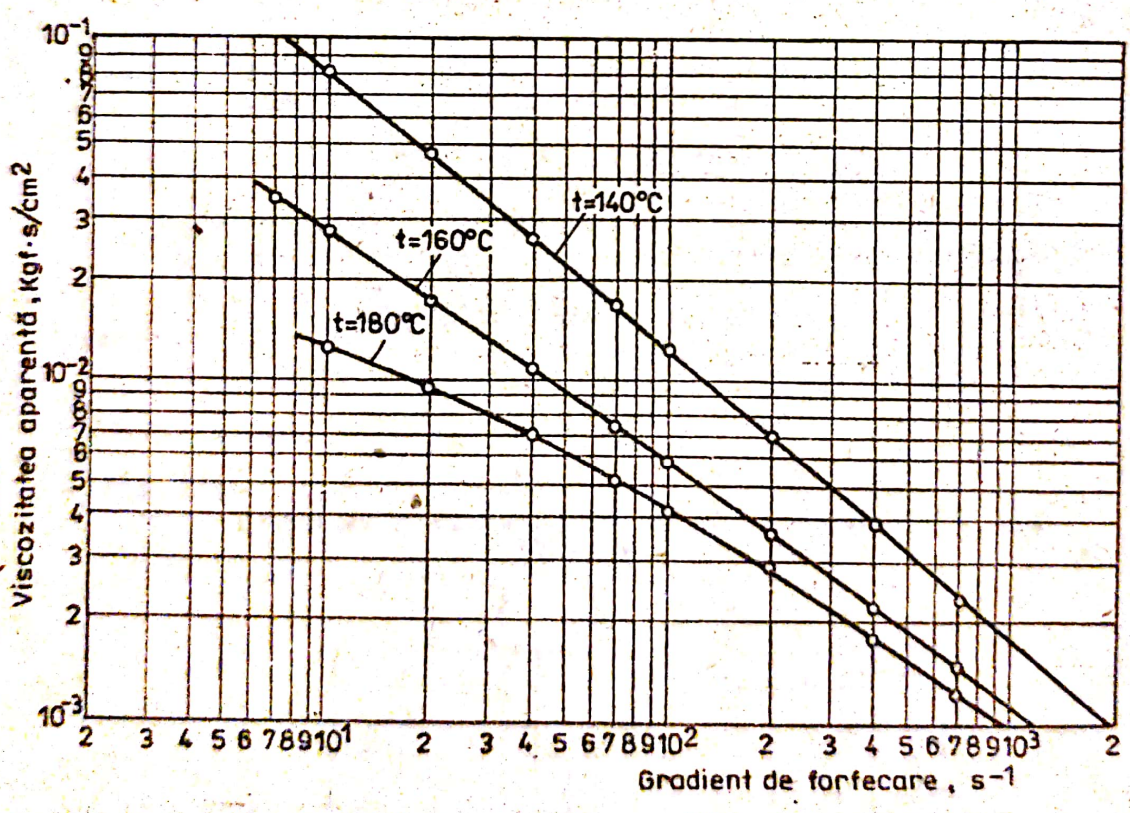



Fig.2.20. Dependenţa vîscozităţii aparente a PVC plastifiat de gradientul de forfecare.

## POLISTIREN

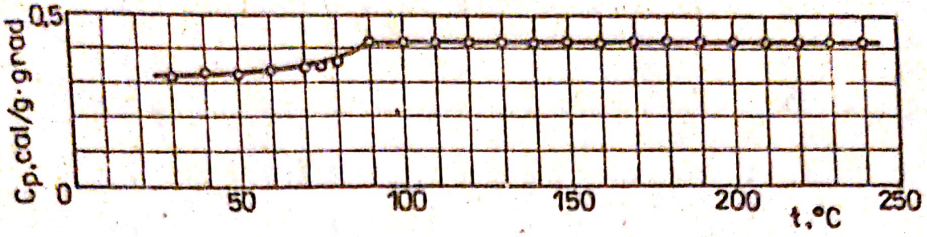



Fig.2.21. Dependenţa căldurii specifice de temperatură

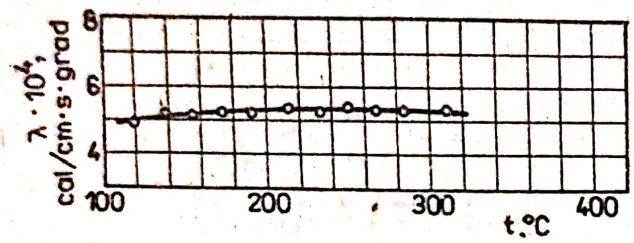



Fig.2.22. Dependenţa coeficientului de conductivitate termică de temperatură

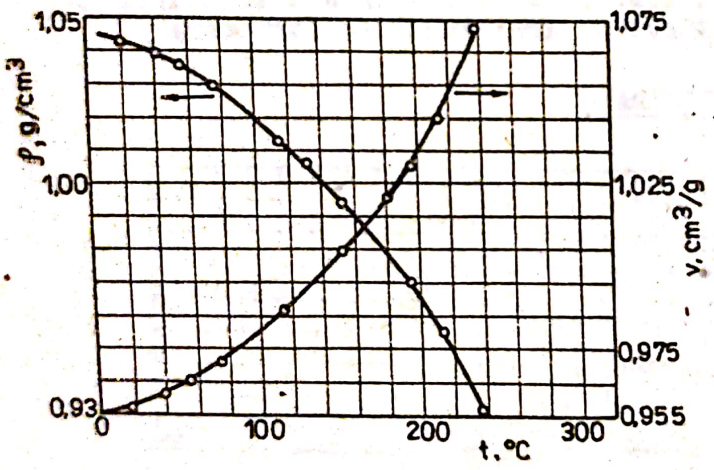



Fig.2.23. Variaţia densităţii şi a volumului specific cu temperatura

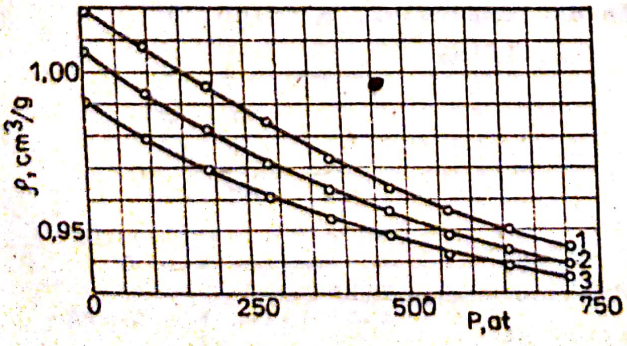



Fig.2.24. Variaţia densităţii cu presiunea.

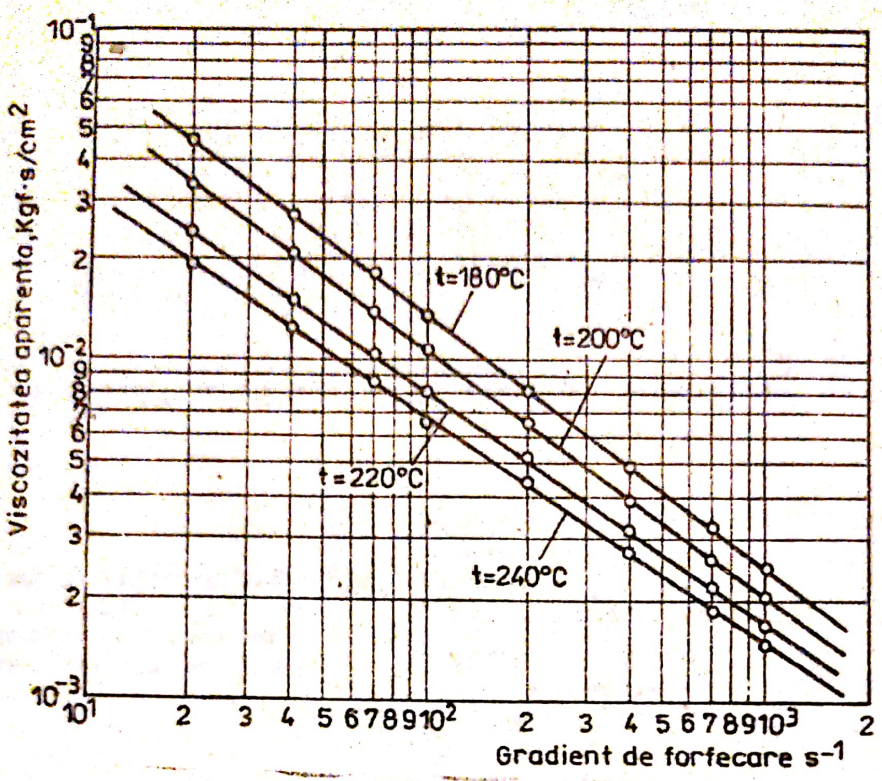



**Fig.2.25. Variaţia vîscozităţii aparente a topiturii de polistiren cu gradientul de forfecare**

**POLIAMIDA 6**

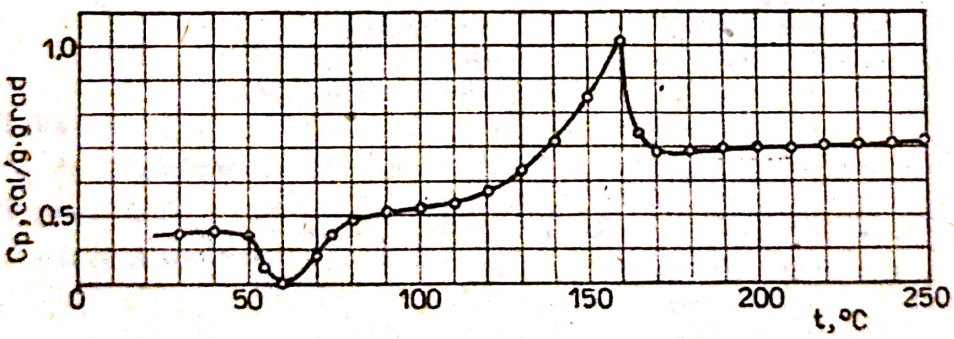



**Fig.2.26. Dependenţa de temperatură a căldurii specifice**

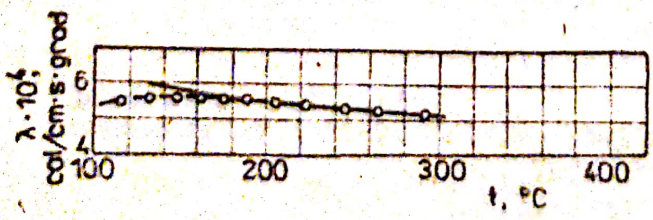



**Fig.2.27. Dependenţa de temperatură a coeficientului de conductivitate termică.**

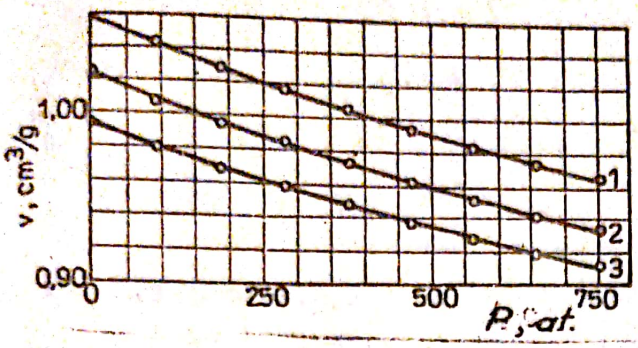



Fig. 2.28. Dependenţa volumului specific al poliamidei 6 de presiune, la diferite temperaturi: 1 - 230; 2 - 210; 3 - 190°C.

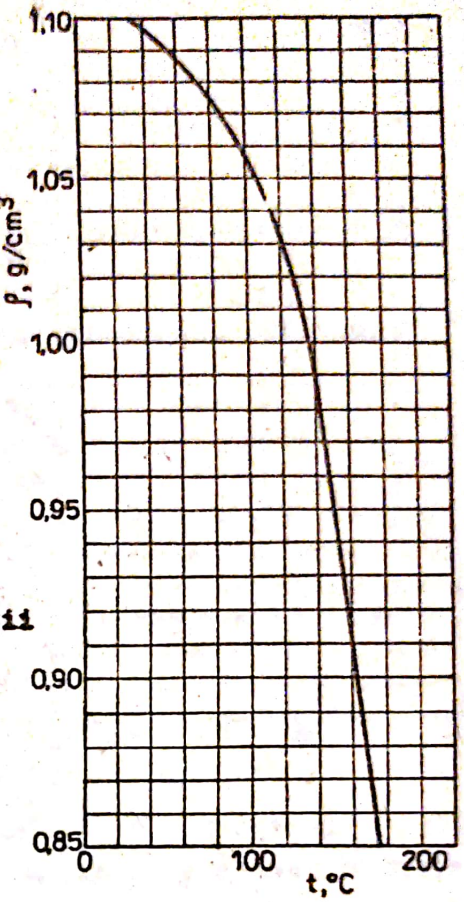



Fig.2.29. Dependenţa densităţii poliamidei 6 de temperatură

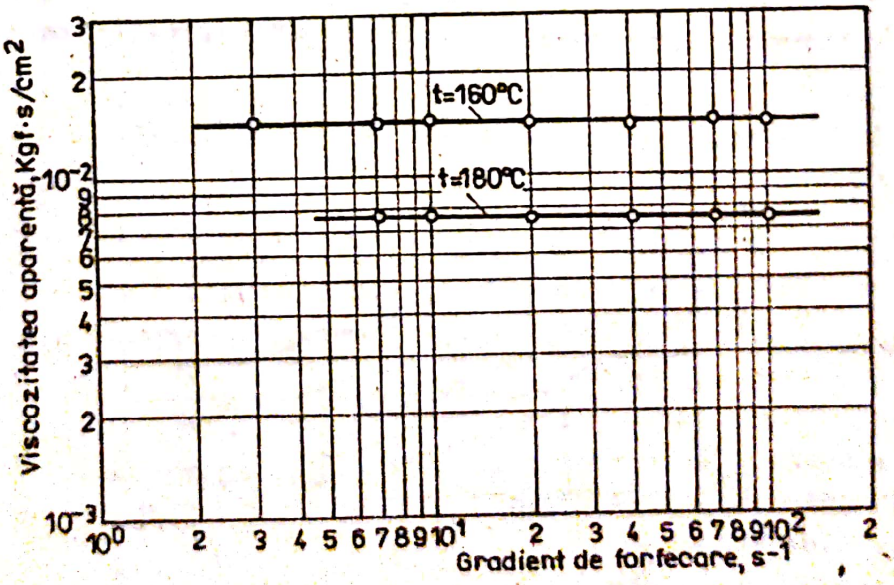



Fig12.30. Variaţia vîscozităţii aparente cu gradientul de forfecare.

COPOLIMER ABS

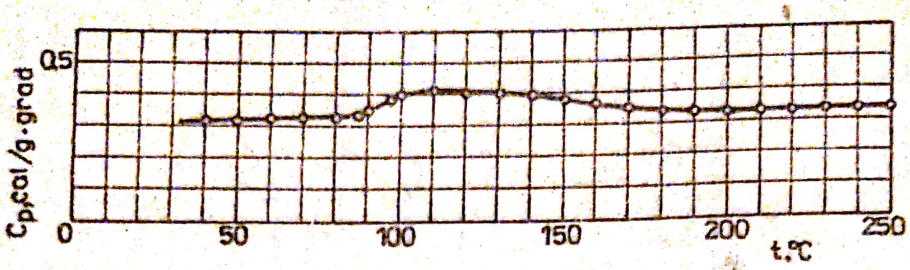



Fig.2.31. Dependența de temperatură a căldurii specifice

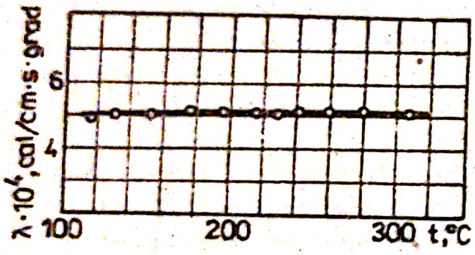



Fig.2.32. Dependența de temperatură a coeficientului de conductivitate termică

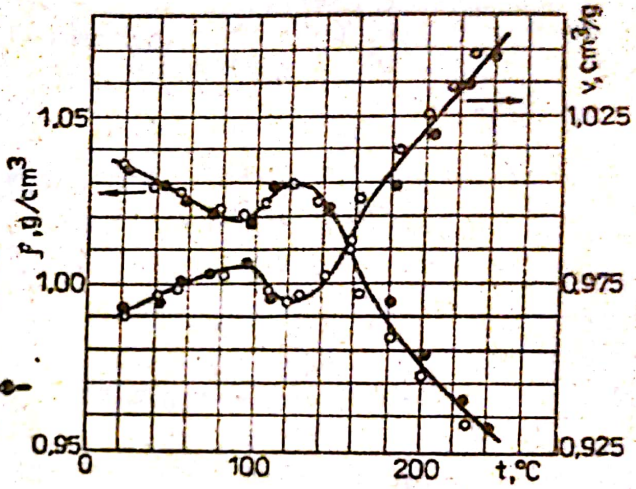



Fig.2.33. Variația densității și a volumului specific cu temperatura.

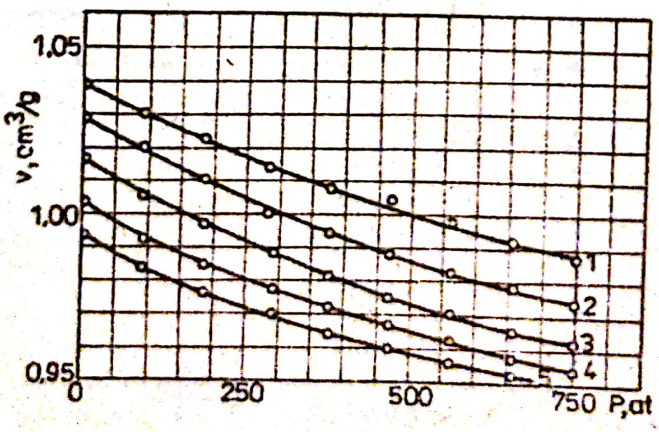



Fig.2.34. Dependența volumului specific de presiune la diferite temperaturi: 1- 245; 2- 210; 3- 180; 4- 150; 5- 130°C.

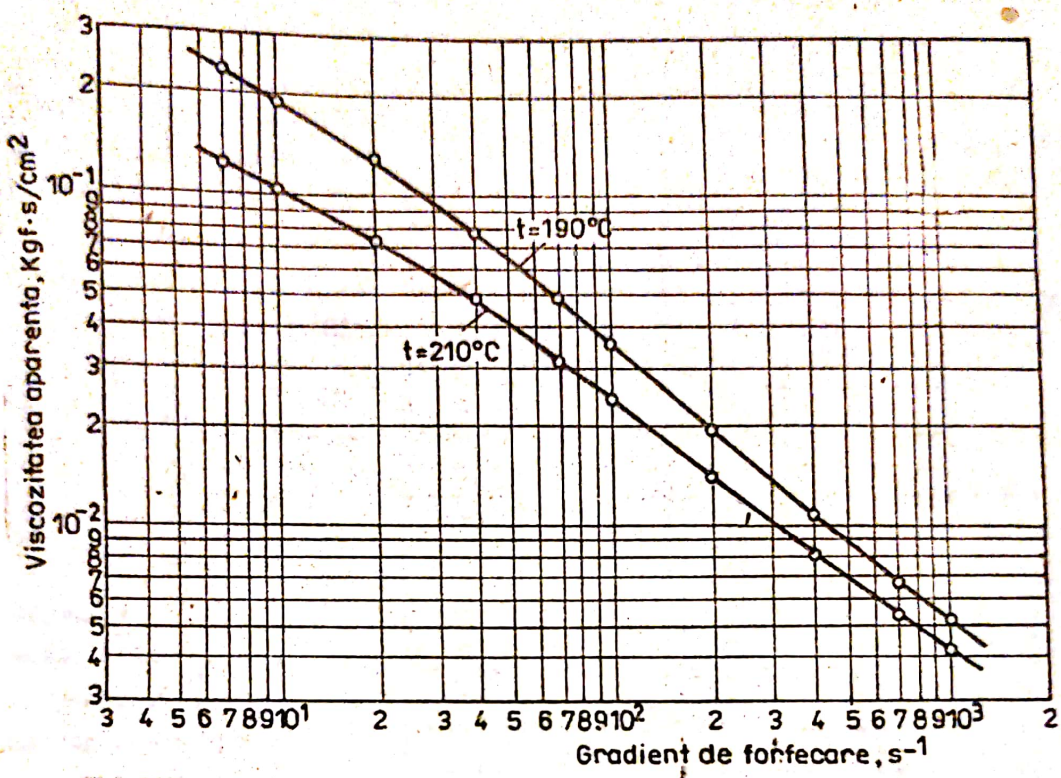



Fig.2.35. Variaţia vîscozităţii aparente a copolimerului ABS cu gradientul de forfecare.

**POLIETILENTEREFTALAT**

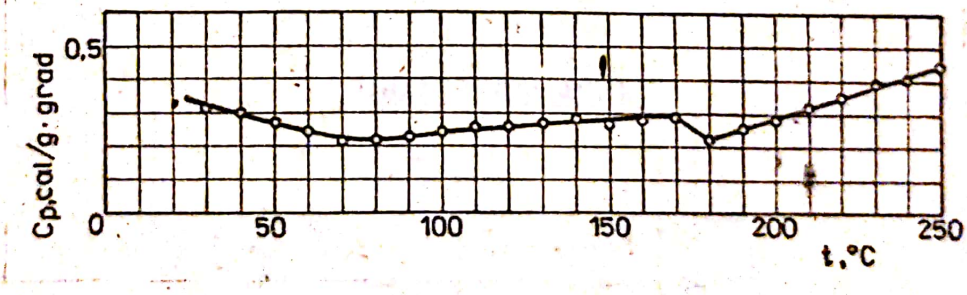



Fig.2.36. Dependenţa căldurii specifice de temperatură

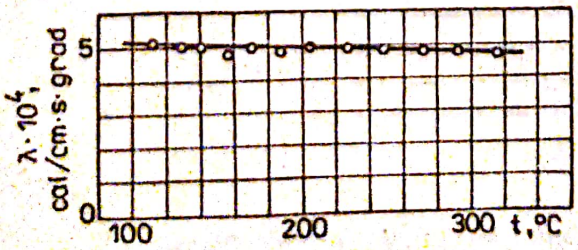



Fig.2.37. Dependenţa coeficientului de c conductivitate termică de temparatură.

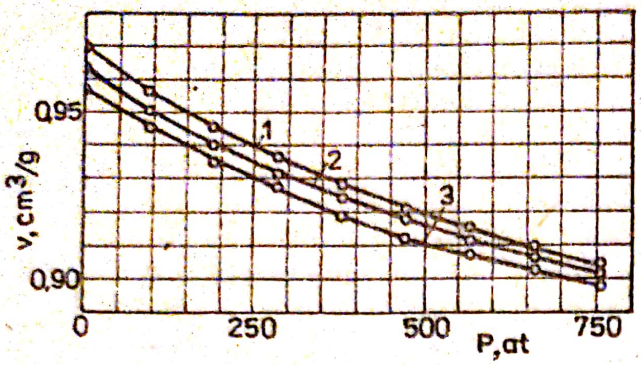



Fig.2.38. Dependența volumului specific al PET de presiune la diferite temperaturi: 1- 170; 2- 150; 3- 130°C.

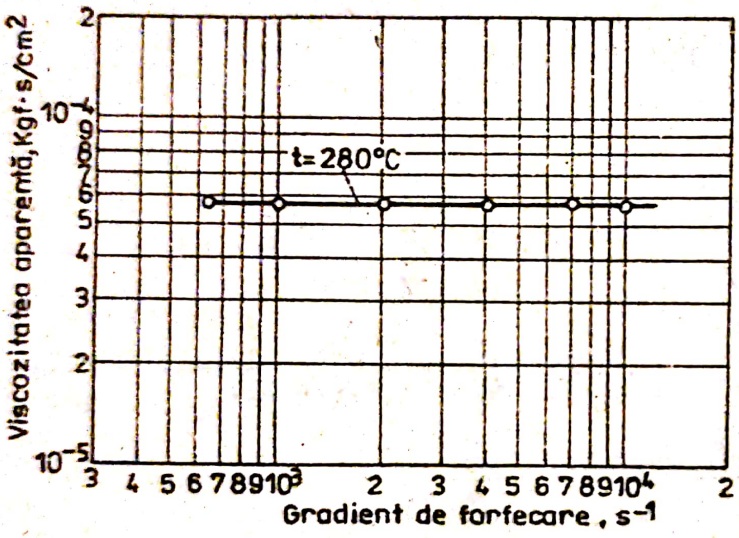



Fig.2.39. Variația vîscozității aparente a topiturii de PET cu gradientul de forfecare

## ALCOOL POLIVINILIC

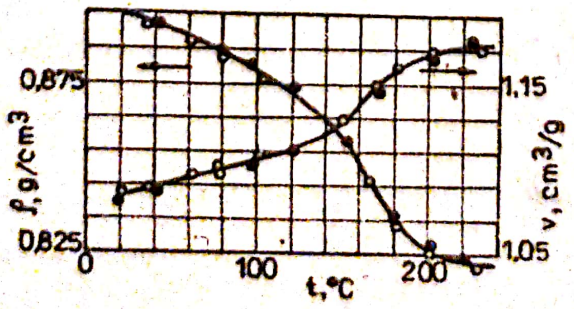



Fig.2.40. Dependența densității și a volumului specific de temperatură

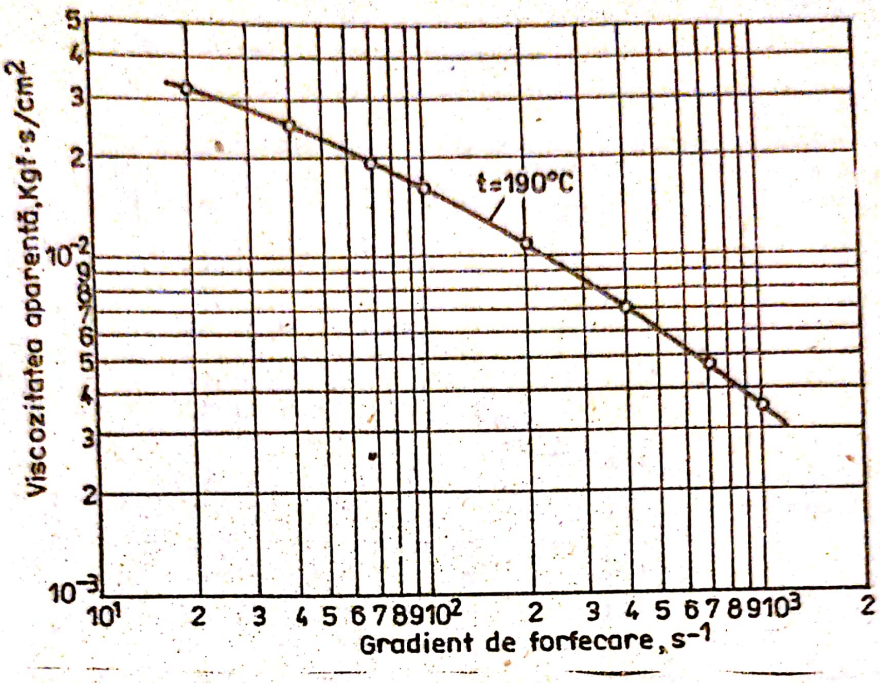



Fig.2.41. Variaţia vîscozităţii aparente a alcoolului polivinilic cu gradientul de forfecare,

## POLIMETILMETACRILAT

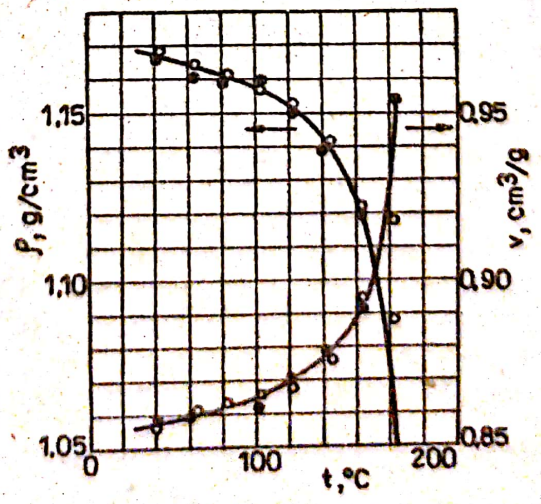



Fig.2.42. Dependenţa de temperatură a densităţii şi a volumului specific.

POLIURETAN

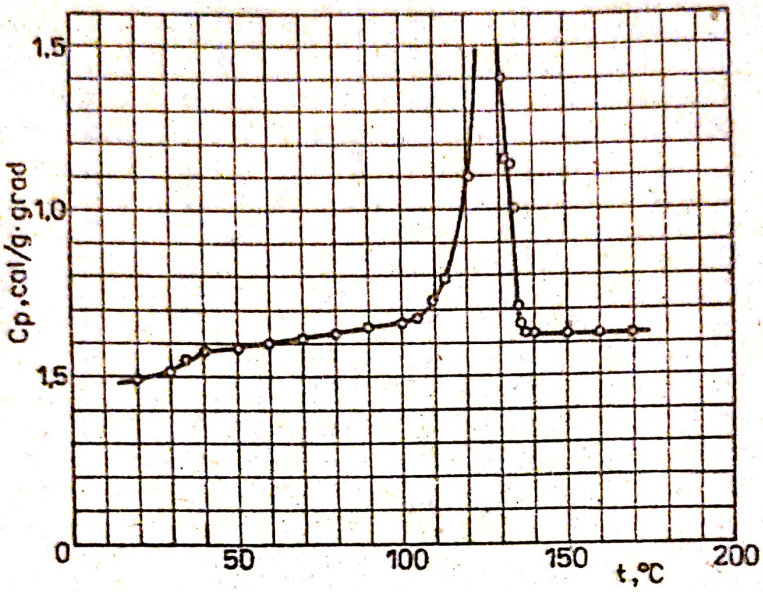



Fig.2.43. Dependenţa căldurii specifice de temperatură.

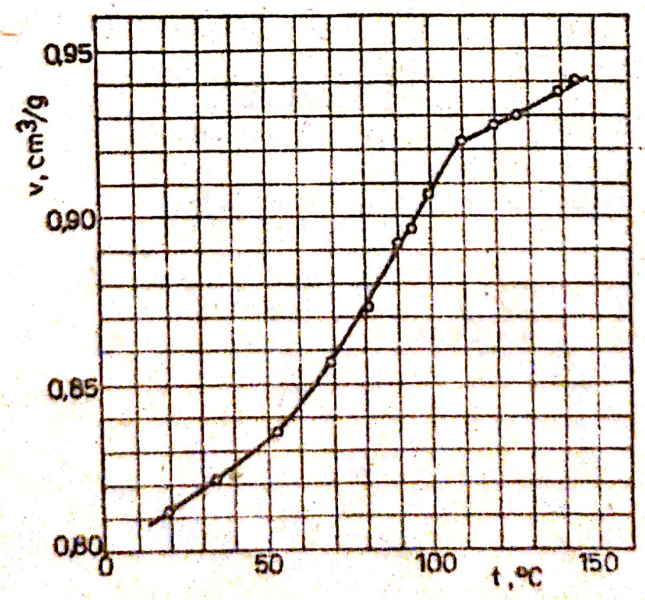



Fig.2.44. Variaţia volumului specific cu temperatura

## Capitolul 3 - Proiectarea utilajelor

### 3.1. Proiectarea reactoarelor

3.1.1. Datele necesare pentru proiectare - pot fi grupate astfel:

1. Date sau informaţii privind chimismul procesului sau sistemului care urmează să fie proiectat. Aceste date trebuie să se refere la reacţiile care au loc şi mecanismul acestora.

2. Date termodinamice, care se referă la căldurile de reacţie, conversii adiabatice şi la echilibru în funcţie de temperatură şi presiune. Reprezentări ca cele din figura 3.1. sînt foarte utile în alegerea limitelor domeniilor de operare. De asemenea, datele termodinamice sînt necesare pentru aprecierea limitelor de explozie ale procesului.

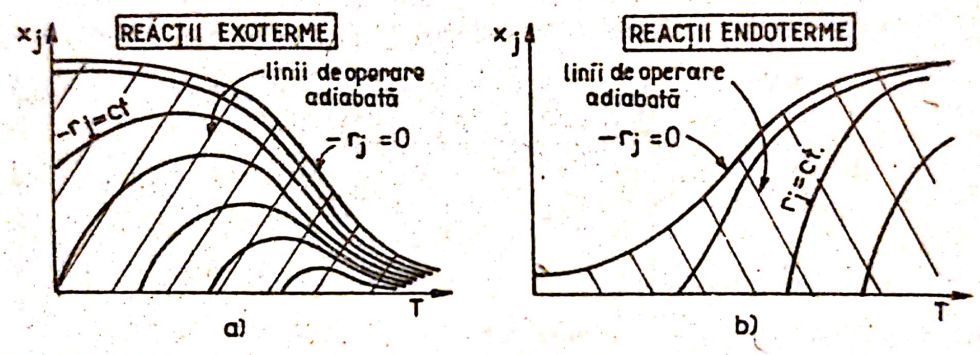



Fig.3.1. Linii de operare adiabată în spaţiul de reacţie pentru reacţii reversibile.

3. Ecuaţia vitezei de reacţie sau un model al reactorului. Este de dorit o ecuaţie cît mai precisă a vitezei de reacţie sau date de transpunere la scară.

4. Proprietăţile fizice ale componenţilor sistemului de reacţie, acestea fiind necesare atît în calculele de proiectare cît şi pentru evaluarea riscurilor de mînuire, toxicologice, etiologice şi ecologice.

5. Caracteristici ale catalizatorilor. Acestea trebuie să se refere la limitele de temperatură de utilizare, condiţiile otrăvirii şi menţinerii activităţii.

#### Etapele principale în activitatea de proiectare

1. Culegerea datelor necesare pentru proiectare.
2. Alegerea condiţiilor idealizate de proiectare care să minimalizeze volumul reactorului sau să maximizeze randamentul produsului.
3. Alegerea tipului ideal de reactor şi a procedeului de alimentare pentru cost minim de operare a acestuia sau pentru randament maxim.
4. Alegerea modului de realizare a transferului de căldură.
5. Eliminarea tipurilor de reactoare care pot afecta securitatea instalaţiilor.
6. Selectarea tipului de reactor real care să aproximeze cît mai bine posibil reactorul ideal şi condiţiile ideale din acesta. In această fază proiectantul poate proiecta în mod special pentru procesul dat dispozitive sau aparate care să apro-

xineze cît mai bine comportarea de reactor ideal necesar. Pentru aceasta problemele de transport (masă, impuls, energie) trebuie să fie considerate.

7. Calculul dimensiunilor şi al performanţelor reactorului, luînd în consideraţie atît procesele chimice cît şi cele de transfer. Pot fi abordate mai multe soluţii, alegîndu-se în final cea mai avantajoasă din punct de vedere economic.

8. Determinarea condiţiilor optime de operare şi a sensibilităţii parametrice.

Alegerea condiţiilor de operare - Se poate face pe baza rezultatelor cercetărilor în fază de laborator sau pilot sau pe baza unor recomandări generale, cum sînt cele prezentate în continuare:

a) Temperatura se alege astfel ca viteza de reacţie să fie cît mai mare dar să nu afecteze negativ asupra costului utilajului şi operării, catalizatorului şi siguranţa în funcţionarea instalaţiei.

b) Domeniul temperaturii trebuie să fie cît mai departe de domeniul temperaturii în care se desfăşoară reacţii secundare.

c) Presiunile reduse sînt recomandate în cazul reacţiilor cu coeficient de expansiune pozitiv, deşi aceasta reduce viteza de reacţie.

d) Presiunile ridicate sînt recomandate pentru vitezele mari pe care le realizează, deşi acestea ridică serioase probleme de proiectare, exploatare şi siguranţă în funcţionare.

e) In cazul reacţiilor în fază lichidă se recomandă concentraţii mari pentru a realiza viteze mari de reacţie.

f) Reacţanţii diluaţi cu materiale inerte pot să limiteze în anumite cazuri reacţiile secundare şi să permită un control mai eficient al temperaturii.

Alegerea tipului de reactor

Reactorul discontinuu şi cel cu deplasare totală au acelaşi volum pentru aceeaşi conversie, care este mai mic decît cel cu amestecare perfectă, deoarece acesta din urmă lucrează la o viteză mai mică de reacţie, corespunzător concentraţiei de la ieşirea din reactor. Reactorul discontinuu necesită un consum mai mare de manoperă. Pe de altă parte, reactorul discontinuu se caracterizează printr-o mai mare flexibilitate în privinţa capacităţii de producţie şi a diversităţii produselor ce se pot obţine. Investiţia specifică iniţială este mai mică în general în cazul reactorului discontinuu, dar costul de exploatare este mai mare. De asemenea, posibilităţile de automatizare sînt mai mari în cazul reactorului cu deplasare totală, iar calitatea produsului este mai bună.

Avantajele reactorului cu deplasare totală pot fi obţinute cu ajutorul unei cascade de reactoare cu amestecare perfectă. Desigur volumul total este minim în cazul reactoarelor de volume diferite, dar costul fabricării şi exploatării utilajelor de diferite capacităţi este mai mare.

In cazul în care sînt necesare capacităţi mari de producţie şi deci volume mari re reacteare, este mai avantajos să se utilizeze reacteare cu amestecare perfectă decît reacteare cu deplasare totală de volume mari. Trebuie să se ia în consideraţie şi avantajul configuraţiilor de diferite reactoare, în serie, paralel sau serie-paralel. Reactoarele multiple prezintă avantajul unui control mai efeicient al regimului termic cu ajutorul schimbătoarelor de căldură intermediare.

In cazul proceselor de polimerizare, în alegerea tipului de reactor intervine un criteriu suplimentar foarte important şi anume distribuţia maselor moleculare. Se deosebesc două mari cazuri (figura 3.2):

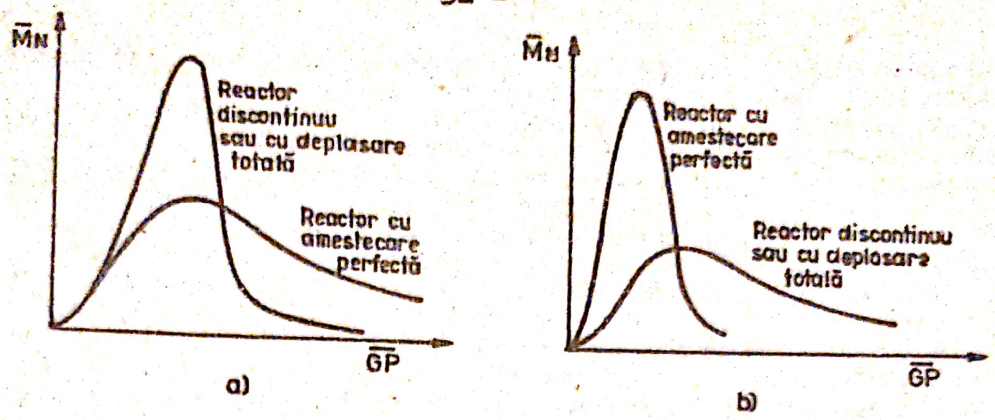



Fig.3.2. Influenţa timpului de curgere asupra distribuţiei maselor moleculare. A) durata lanţurilor active lungă; b) durata lanţurilor active scurtă în comparaţie cu durata de staţionare în reactor.

a) Durata de viaţă a lanţurilor active este mare în comparaţie cu durata de staţionare în reactor. In reactorul discontinuu sau cel cu deplasare totală toate elementele de fluid se caracterizează prin aceeaşi durată de staţionare şi astfel se obţine o distribuţie a maselor moleculare mai îngustă (este cazul polimerilor filabili). Pe de altă parte, în reactorul cu amestecare perfectă se realizează o distribuţie mult mai largă a duratelor de staţionare. Utilizarea reactorului cu deplasare totală prezintă unele dezavantaje legate de vîscozitatea mare a sistemelor de polimerizare.

b) Durata de viaţă a lanţurilor active este mai scurtă în comparaţie cu timpul de staţionare în reactor. In acest caz concentraţia monomerului joacă un rol foarte important. In cazul polimerizărilor radicalice, terminarea se realizează prin reacţii de recombinare sau disproporţionare, ambele reacţii fiind influenţate de concentraţia radicalilor liberi şi deci de cea a monomerului. In cazul reactoarelor discontinui sau cu deplasare totală, concentraţia monomerului şi deci a radicalilor liberi scade, aceasta determinînd o creştere a lungimii lanţurilor cu creşterea duratei de staţionare, astfel obţinîndu-se distribuţii largi ale maselor moleculare. In reactorul cu amestecare perfectă se realizează o concentraţie uniformă şi deci viteza relativ constantă a reacţiilor de întrerupere rezultă într-o dispribuţie mai îngustă a maselor moleculare. Din cauza duratei scurte de viaţă a lanţurilor active, variaţia duratei de staţionare în reactor are un efect redus asupra distribuţiei maselor moleculare. De asemenea, în cazul proceselor de polimerizare, trebuie să se ţină seama şi de uniformitatea polimerului obţinut. Astfel, în cazul polimerilor filabili, utilizarea reactoarelor discontinui impune uniformizarea şarjelor înaintea procesului de filare. Uniformitatea produsului finit este mai bine realizată în cazul utilizării reactoarelor continui.

Tipul de reactor şi modul de realizare a transferului de căldură

Pentru o alegere mai corectă a tipului de reactor şi a modului cum se realizează transferul de căldură, este utilă o clasificare a reacţiilor după sensibilitatea la temperatură, astfel:

1) Reacţii insensibile (căldură de reacţie şi energie de activare reduse). Se recomandă utilizarea reactoarelor adiabatice

cu preîncălzitor. Produsul de reacţie poate fi utilizat pentru a realiza preîncălzirea reactanţilor.

2) Reacţii moderat sensibile (valori moderate ale căldurii de reacţie şi ale energiilor de activare). Si în acest caz trebuie să se aibă în vedere în primul rînd reactorul adiabatic, mai simplu şi economic de construit, putînd fi utilizat cînd randamentul, dimensiunea, costul şi siguranţa în exploatare nu sînt n negativ influenţate.

3) Reacţii puternic sensibile (căldură de reacţie şi energii de acivare mari). In acest caz trebuie să se asigure transferul de căldură în timpul desfăşurării reacţiei. In cazul reactoarelor cu deplasare totală se recomandă utilizarea unor tuburi cu diametru mic înconjurate de mediul de răcire (ca în schimbătoarele de căldură tubulare ) care asigură un transfer mult mai eficient decît în cazul vaselor mari cu manta. De asemenea, se poate utiliza un singur tub cu diametru mic şi circulaţie foarte intensă (curgere microturbulentă), cum este cazul reactoarelor ţeavă-ţeavă pentru polimerizarea etilenei la presiune ridicată)

In cazul reacţiilor foarte rapide proiectantul nu are în general altă soluţie decît sistemul adiabatic, viteza procesului de transfer de căldură fiind prea mică în raport cu viteza de generare a căldurii din reacţie.

In alegerea tipului de reactor şi a procedeului de operare pentru reacţii exoterme trebuie să se ia în considerare şi posibilitatea unor reacţii care scapă de sub controlul regimului termic. In stabilizarea regimului termic poate să apară datorită creşterii exponenţiale a vitezei de reacţie cu temperatura şi creşterea simultană liniară numai a vitezei procesului de transfer de căldură. Sistemele puternic exoterme, în particular cele cu presiuni de explozie mari, sînt riscante. Pentru a realiza un control mai eficient al regimului termic se recomandă următoarele:

- Utilizarea unui reactor continuu cu amestecare perfectă. Agitarea elimină zonele de supraîncălzire, reduce viteza de reacţie şi deci viteza de generare a căldurii prin operarea la conversii ridicate. In unele cazuri este recomandabil să se combine avantajele reactorului cu amestecare perfectă cu cele ale reactorului cu deplasare totală. Faza reacţiei cu viteză mare se poate conduce într-un reactor cu amestecare perfectă iar restul, mai uşor de controlat din punct de vedere termic, poate fi realizată într-un reactor cu deplasare totală.

- Reactoare cu schimbătoare intermediare de căldură. Se mai poate utiliza şi soluţia recirculării unui curent mai rece sau introducerea acestuia ori a unui curent proaspăt de-a lungul reactorului. Contactul direct dintre curentul rece şi mediul fierbinte de reacţie este o tehnică mult mai eficientă de transfer de căldură decît transferul prin suprafeţe metalice.

- Pentru reducerea vitezei de reacţie şi deci realizarea unui control mai eficient al regimului termic, pot fi utilizaţi reactanţii diluaţi.

- Straturile fixe de catalizator pot fi "diluate" cu inert solid pentru reducerea vitezei, în special în fazele iniţiale ale proceselor.

- Vaporizarea continuă a unui produs sau inert.

Sugestii pentru recuperarea căldurii

Căldura rezultată din reacţiile exoterme trebuie să fie utilizată pentru încălzirea reactanţilor. Aceasta se realizează în mod automat în reactorul cu amestecare perfectă, dar trebuie să fie proiectat la alte tipuri de reactoare. Dacă reactorul este operat adiabatic, curenţii de intrare trebuie să fie încălziţi

cu ajutorul căldurii curenţilor de la ieşirea din reactor.

Pentru reacţiile rapide trebuie să fie prevăzute sisteme de stopare a acestora, mai ales în cazul în care pot să apară reacţii nedorite. Această stopare a reacţiei la un anumit nivel al conversiei este necesară şi în cazul în care produsul poate suferi reacţii de degradare. In cazul reacţiilor exoterme problema stopării este mai complicată (din punctul de vedere al transferului de căldură). Stoparea prin contactul direct a doi curenţi este o metodă ieftină (investiţii mici) dar aceasta se realizează cu pierderi de energie.

In cazul reacţiilor endoterme se recomandă adăugarea la intrare a unui curent cald (cum ar fi aburul), pentru a realiza în reactor viteze suficient de mari de reacţie.

Măsuri pentru solicitări termice extreme. Pentru a limita la minimum efectele supraîncălzirilor, reactoarele trebuie proiectate să reziste la temperaturile şi presiunile maxime care pot apare în astfel de situaţii accidentale. Trebuie asigurată astfel protecţia reactoarelor împotriva suprapresiunilor şi a exploziilor. Soluţii eficiente sînt supapele de siguranţă, discurile de explozie şi turnurile de explozie.

## Criterii cantitative de apreciere a sensibilităţii reacţiilor

1) Factorul adiabatic se defineşte ca variaţia adiabatică de temperatură care are loc la consumarea totală a reactantului, fără a ţine seama de limitările impuse de echilibrul reacţiei. Această valoare poate fi dedusă din ecuaţia liniei de operare adiabată, la conversia egală cu 1.

$$x_j = \frac{\rho c_p \Delta T}{(-\Delta H_r) C_{jo}} \longrightarrow \Delta T = \frac{(-\Delta H_r) C_{jo}}{\rho \cdot c_p} \qquad (3.1)$$

2) Potenţialul de generare a căldurii reflectă influenţa variaţiei temperaturii asupra vitezei de reacţie şi deci şi asupra vitezei de generare a căldurii. Aceasta rezultă din următoarele consideraţii:

$$-r_j = A \cdot \exp(-E/RT) f(x_j) \qquad (3.2)$$

La conversie constantă, avem:

$$\frac{d(-r_j)}{dT} = \frac{E}{RT^2} A \cdot f(x_j) \exp(-E/RT) \qquad (3.3)$$

sau:

$$\frac{d(-r_j)/(-r_j)}{dT} = \frac{E}{RT^2} \qquad (3.4)$$

Ultima ecuaţie poate fi utilizată pentru a determina variaţia vitezei sau a constantei de viteză cînd se produc variaţii mici de temperatură. Astfel:

$$\ln \frac{(-r_j)_2}{(-r_j)_1} \cong \frac{E}{RT^2} (T_2 - T_1) \longrightarrow \frac{k_2}{k_1} \approx \exp\left[\frac{E}{RT^2} (T_2 - T_1)\right] \qquad (3.5)$$

Potenţialul de generare a căldurii se defineşte ca fiind produsul între factorul adiabatic şi sensibilitatea la temperatură:

$$q_p = \left[\frac{(-\Delta H_r) C_{jo}}{\rho \cdot c_p}\right] \cdot \left(\frac{E}{RT_o^2}\right) \qquad (3.6)$$

în care $T_0$ este temperatura inițială.

Evaluarea riscului de avarie - Acesta se referă mai ales la explozii și poate fi evaluat prin potențialul de explozie, care se calculează în funcție de presiunea de explozie.

Dacă se cunoaște temperatura adiabatică finală la volum constant, atunci din aceasta se poate calcula presiunea adiabatică sau presiunea de explozie determinată de produsele gazoase. Această presiune este presiunea teoretică dezvoltată fără ruperea recipientului. Temperatura teoretică depinde de echilibrul chimic complex care se stabilește la temperaturi ridicate. In aceste condiții, înafară de reacția exotermă, au loc și reacții de natură pirolitică, endoterme.

Estimarea temperaturii adiabatice la volum constant poate fi făcută numai în funcție de reacțiile exoterme primare, ceea ce va conduce la o temperatură mai mare decît cea care ar rezulta practic.

Presiunea de explozie poate fi calculată cu formula:

$$P = z_a R T n_t \rho_0 \qquad (3.7)$$

în care $n_t$ este numărul total de moli pe unitatea de masă din sistem, la echilibru, $\rho_0$ este densitatea inițială a conținutului reactorului înaintea instabilizării acestuia, iar $z_a$ este un factor de compresibilitate a amestecului. Grupul $RTn_t$ este denumit potențial de explozie și constituie un criteriu eficient de comparație a unui sistem cu altul mai bine cunoscut.

O condiție importantă pentru evitarea exploziilor este exploatarea reactoarelor înafara domeniului de inflamabilitate. Flacăra care apare în limitele domeniuluimde inflamabilitate se propagă cu o viteză practic infinită. Dacă combustia are loc înăuntrul reactorului, datorită creșterii presiunii, poate avea loc o explozie. Trebuie subliniat însă că explozia poate să apară nu numai în cazul sistemelor combustibile ci și în cazul oricărei reacții care este rapidă și exotermă. Compușii care se formează prin reacții endoterme absorb energie pe care o eliberează prin descompunere și deci pot fi foarte periculoși. In majoritatea cazurilor inflamabilitatea este asociată cu prezența oxigenului.

Limitele de inflamabilitate se determină experimental pentru marea parte a substanțelor, dar trebuie să se țină seama de "transpunerea la scară" și lărgirea limitelor de inflamabilitate. cu creșterea temperaturii și a presiunii.

Pentru proiectant este important să se cunoască diagrama de inflamabilitate pentru sistemul proiectat și să se răspundă la următoarele întrebări:

- Poate compoziția sistemului să se deplaseze spre domeniul de inflamabilitate în timpul pornirilor sau opririlor ?
- Distrugerea aparaturii de măsură sau a reactorului poate să conducă la compoziții din domeniul de inflamabilitate ?
- Sînt posibile "scăpări" de aer în instalații ?
- Sistemul de agitare este corect proiectat (pentru a elimina zonele stagnante în care pot să apară pungi de amestec inflamabil ?

### 3.1.2. Materiale pentru construcția reactoarelor și alegerea lor

Materialele utilizate pentru construcția aparaturii chimice sînt foarte variate, după cum rezultă din figura 3.3.

Materiale feroase. Fierul tehnic avînd o plasticitate mare, rezistență redusă și preț de cost ridicat, se utilizează foarte rar, mai ales pentru garnituri metalice masive (fier ARMCO

sau VIT, cu conţinutul de carbon mai mic de 0,025 %).

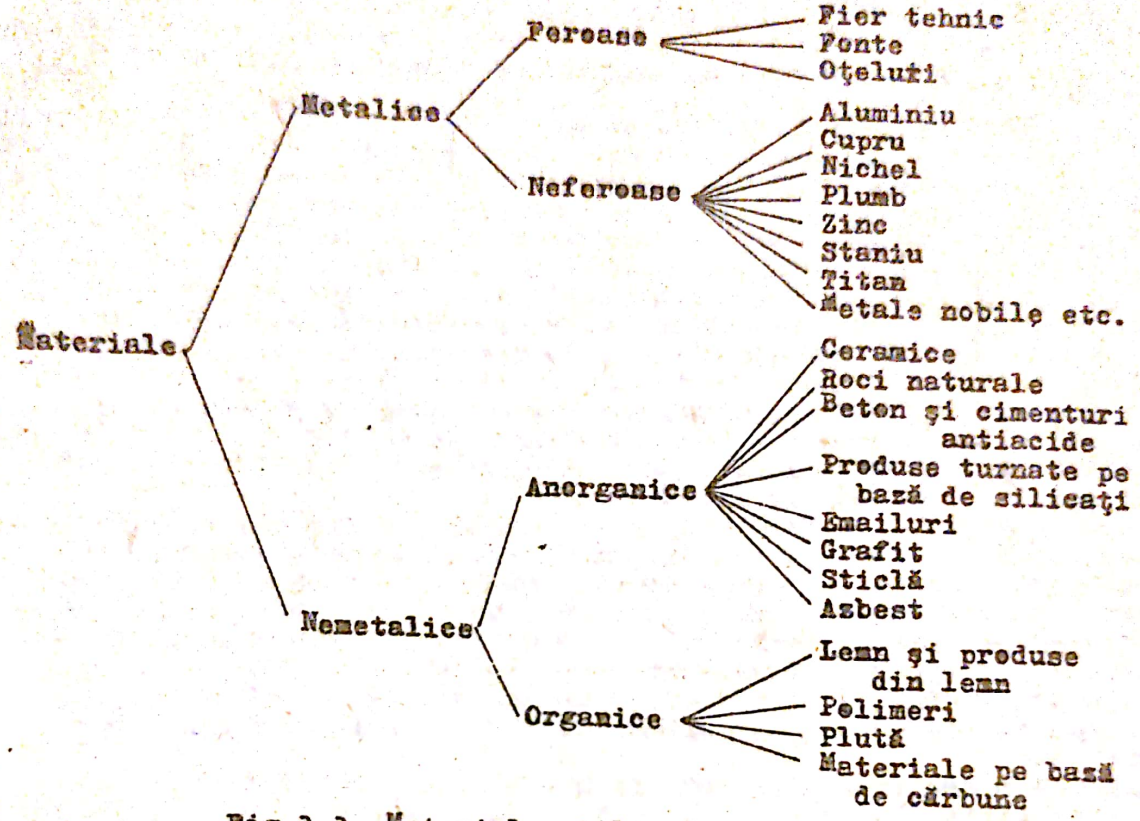



Fig.3.3. Materiale utilizate pentru construcţia aparaturiii şi instalaţiilor din industria chimică

Fontele. Sînt aliaje de fier cu 2,06 - 6,67 % C (cel mai obişnuit cu 2,0( - 4,5 % C) şi 0,3 - 3,5 % Si, 0,3 - 1,5 % Mn, 0,1 - 0,6 % P şi maxim 0,15 % S. Se mai utilizează fontele aliate care conţin nichel, crom, cupru etc. Fontele sînt utilizate pentru confecţionarea unor elemente prin turnare. Se caracterizează prin: - rezistenţă la tracţiune relativ mică; - rezistenţă la solicitări prin compresiune; - plasticitate redusă (nu poate fi matriţată sau forjată); - casanţă ridicată; - prelucrabilitate uşoară prin aşchiere; - capacitate redusă de sudare; - rezistenţă la fluaj.

Fontele pot fi cenuşii (cu 2,8 - 3,7 % C), modificate (cenuşii cu elemente grafitizante, cu grafit nodular, fonte cenuşii modificate prin adăugarea unor elemente de aliere ca magneziul şi aliajele acestuia care distribuie grafitul liber sub forma unor granule sferoidale de unde şi numele), maleabile (structură lipsită de grafit, carbonul fiind dizolvat sau combinat) şi aliate. Fontele aliate, în funcţie de elementul de aliere, posedă caracteristici speciale cum sînt: - rezistenţă la uzură prin abraziune (cu titan sau titan şi bor); - rezistenţă mecanică ridicată (cu crom, nichel, molibden, vanadiu, cupru etc.); - rezistenţă la temperaturi înalte (cu crom, siliciu, aluminiu);

Fontele se simbolizează astfel: - fonta cenuşie - FcX (X-rezistenţa la rupere la tracţiune minimă, MPa); - fonta cu grafit nodular - Fgn X-Y (X-rezistenţa la tracţiune în MPa, Y-alungirea la rupere,%); - fonta maleabilă cu inimă albă - Fma-X; - fonta maleabilă cu inimă neagră - Fmn-X (X-rezistenţa la rupere, MPa); - fonta refractară - Fr X-Y (X-elementul de aliere,

Y-procente); - fonta refractară cu grafit nodular - Frgn-X-Y.

Simbolizarea cuprinde şi standardul. Astfel, Frgn Al 22 STAS 6706-79 semnifică o fontă refractară cu grafit nodular şi 19-25 % Al. Fontele refractare sînt fonte aliate cu rezistenţă la mai mulţi factori cum ar fi dilatarea, oxidarea la temperaturi ridicate, şocul termic etc., fiind destinate să lucreze pînă la 1100°C.

Fontele aliate pot fi: - slab şi mediu aliate (cu 0,4 - 0,8 % Cr şi 0,5 - 1 % Ni), rezistente la coroziunea alcalină; - înalt aliate (cu pînă la 20 % Ni şi 5 - 6% Cu), rezistente în medii bazice concentrate şi la şocuri termice; - austenitice, rezistente la soluţii de acid azotic (cu 19% Cu şi pînă la 9% Ni),la acizi sulfuric, acetic, formic (cu 12 - 16% Ni, 6,8 - 8% Cu, 1,5 - 4%Cr).

Fontele nu se utilizează: - pentru recipienţi sub presiune care conţin substanţe letale, toxice, explozive sau inflamabile; - pentru aparate sub presiune cu temperatura peretelui mai mică de 0°C; - pentru elemente încălzite cu flacără directă sau cu gaze de ardere cu temperatura mai mare de 550°C pentru fonta cenuşie şi 650°C pentru cea modificată; - pentru reactoare care prezintă pericol de scăpare de sub control a regimului termic cu creşterea presiunii şi temperaturii.

Oţelurile - Sînt cel mai des utilizate în construcţia utilajelor şi aparatelor din industria chimică (conţinutul de carbon pînă la 2,06%). După criteriul compoziţiei, oţelurile se pot grupa în oţeluri carbon, slab aliate şi aliate. De asemenea, după destinaţie, pot fi: - oţeluri pentru temperatura ambiantă şi temperaturi scăzute; - oţeluri pentru temperaturi ambiante şi temperaturi ridicate; - oţeluri cu granulaţie fină pentru construcţii sudate; - oţeluri cu granulaţie fină pentru recipiente sub presiune;

Fiecare element de aliere a oţelurilor conferă anumite caracteristici. In cele ce urmează se dau principalele elemente şi proprietăţile conferite oţelurilor.

- Carbonul - creşte rezistenţa şi duritatea oţelului. Peste 1,2% C rezistenţa la rupere scade. Sudabilitatea scade cu creşterea conţinutului de carbon.

- Nichelul - măreşte rezistenţa mecanică şi mai ales rezistenţa la coroziune. Se utilizează împreună cu cromul pentru elaborarea oţelurilor inoxidabile sau "INOX" (cunoscute şi sub notaţia $V_2A$, $V_4A$ etc)

- Cromul - se utilizează împreună cu nichelul îmbunătăţind proprietăţile mecanice, rezistenţa la uzură, călibilitatea, rezistenţa la coroziune. Sudabilitatea oţelurilor cu mult crom este redusă.

- Cobaltul - măreşte duritatea şi influenţează favorabil proprietăţile magnetice.

- Titanul - reduce coroziunea intercristalină a oţelurilor cu conţinut ridicat de crom şi nichel prin formarea unor carburi stabile.

- Molibdenul - îmbunătăţeşte proprietăţile mecanice ale oţelurilor, călibilitatea, rezistenţa la coroziune.

- Manganul - măreşte rezistenţa mecanică, duritatea, rezistenţa la uzură şi călibilitatea, dar micşorează plasticitatea.

- Vanadiul - măreşte rezistenţa, elasticitatea, duritatea la temperaturi ridicate, rezistenţa la acţiunea hidrogenului.

- Siliciul - măreşte rezistenţa mecanică, la coroziune, stabilitatea şi rezistenţa la temperatură ridicată. Impreună cu nichelul creşte rezistenţa la coroziunea fisurantă sub sarcină.

- Wolframul - măreşte duritatea oţelurilor şi reduce sudabilitatea. Se utilizează la oţelurile pentru scule şi cele rapide.

- Aluminiul,- participă ca dezoxidant la elaborarea oţelu-

rilor, favorizează separarea carbonului sub formă de grafit şi uşurează durificarea grăuntelui la operaţia de nitrurare. De aceea se utilizează la confecţionarea cilindrilor, arborilor, roţilor dinţate etc., care sînt supuse nitrurării în vederea măririi rezistenţei la uzură.

- Cuprul - măreşte rezistenţa mecanică şimla coroziune.

Simbolizarea (marcarea) oţelurilor şi recomandări de utilizare:

- Oţeluri carbon de uz general, pentru construcţiă STAS 500-80) se simbolizează prin literele OL urmate de rezistenţa la rupere la tracţiune în daN/mm$^2$, clasa de calitate (1-4), gradul de calmare (k-calmat; kf-calmat suplimentar cu aluminiu; s-semicalmat; n-necalmat). Ex: OL 37.4 k STAS 500/2-80 reprezintă un oţel cu rezistenţa la rupere 37daN/mm$^2$, clasa de calitate 4, elaborat calmat. Oţelurile carbon se utilizează în general pînă la temperatura de 350°C. Pentru simbolizarea alter oţeluri, vezi STAS 880-80.

- Oţeluri carbon pentru temperatura ambiantă şi temperaturi ridicate se simbolizează cu litera K, rezistenţa la rupere la tracţiune minimă în daN/mm$^2$, clasa de calitate. Ex: K 41, 26.

- Oţelurile aliate se simbolizează prin cifre şi litere, reprezentînd conţinutul mediu de carbon în sutimi de procent, elementele de aliere, conţinutul mediu în zecimi de procent al ultimului element de aliere (pentru cele superioare se mai adaugă X iar dacă conţinutul de sulf este controlat, litera S). Ex: 10 TiNiCr 180 STAS 3583-80, este un oţel înalt aliat, austenitic, inoxidabil, refractar cu 0,10% C, 18% crom, 9% Ni şi Ti $\geq$ 5% .

- Oţelurile turnate se marchează prin simbolul OT (sau T), urmat de rezistenţa la rupere la tracţiune minimă, daN/mm$^2$ şi grupa oţelului.

- Oţelurile pentru ţevi se simbolizează prin OLT, rezistenţa la tracţiune, daN/mm$^2$.

- Oţelurile cu destinaţie precisă (pentru ambutisare - $A_1$... $A_5$; prelucrare pe maşini-unelte automate - AUT; pentru rulmenţi-RUL; pentru scule - OSC; rapide - $R_p$. Corespondenţa mărci RSR - mărci străine în STAS R 4400/1-80.

Oţelurile se livrează sub forma: - semifabricate pentru forjare; - tablă subţire; - tablă placată; - oţel rotund laminat la cald; - oţel pătrat, hexagonal calibrat, bandă laminată la rece etc.

Metale neferoase

- Cuprul se prelucrează uşor şi se caracterizează prin conductibilitate termică ridicată. Se utilizează şi sub formă de aliaje ca alama (Cu-Zn), bronzul (Cu-Sn).

- Aluminiul este unul din metalele cele mai rezistente la coroziune (datorită unui strat protector superficial de oxid). De asemenea se mai caracterizează prin duritate, densitate şi rezistenţă reduse, conductibilitate electrică şi termică mare. Aliajele cu cuprul (duraluminiu), cu siliciul şi magneziul (siluminiu) au proprietăţi mecanice mai bune dar rezistenţă slabă la coroziune.

- Nichelul se caracterizează prin rezistenţă mare la coroziune alcalină şi se recomandă pentru protecţia anticorozivă a rezervoarelor reactoarelor etc., prin placare. Se utilizează foarte mult sub formă de aliaje ca Inconel (Ni-Cr-Fe), Hastelloy (Ni-Mo etc.), Nionel (Ni-Cr-Mo-Cu-Fe), Monel (Ni-Cu-Fe-C-Si) etc.

- Plumbul are o rezistenţă deosebită mai ales în mediu de acid sulfuric. Se deformează foarte uşor dar are proprietăţi mecanice slabe. Se utilizează foarte mult pentru protecţia împotriva coroziunii prin acoperirea suprafeţelor interioare sau a diferitelor alte lemente ale aparatelor din industria chimică.

Titanul, tantalul, zirconiul şi niobiul se caracterizează prin proprietăţi mecanice şi rezistenţă la coroziune deosebite. Deoarece însă sînt foarte scumpe, se utilizează mai ales pentru placări şi căptuşiri cu foi subţiri.

Metalele nobile (argintul, aurul, platina), fiind foarte rezistente la coroziune şi foarte scumpe,,se utilizează pentru placarea materialelor metalice mai puţin rezistente la coroziune sau chiar pentru confecţionarea unor aparate în cazuri justificate economic.

Materiale nemetalice

Datorită proprietăţilor mecanice mai modeste, materialele nemetalice se folosesc fie pentru confecţionarea unor elemente anexe aparaturii chimice, pentru etanşări, izolaţii termice sau fonice precum şi pentru protecţia la coroziune a aparatelor care lucrează în medii foarte agresive.

- Sticla se foloseşte pentru confecţionarea aparaturii chimice de laborator sau în industriile de tonaj mic şi pentru acoperirea suprafeţelor materialelor mai puţin rezistente la coroziune.

- Materialele ceramice se folosesc ca materiale de construcţia şi protecţie a oţelurilor, betoanelor.

- Cărbunele şi materialele pe bază de cărbune ca grafitul se utilizează pentru construcţia şi protecţia unor aparate funcţionînd în medii foarte agresive.

- Alte materiale ca rocile, betoanele, lemnul, polimerii (cauciuc şi materiale plastice), pluta, azbestul, emailul, se utilizează fie ca materiale de construcţii, pentru protecţia împotriva coroziunii sau în scopul confecţionării unor anexe, pentru etanşări, izolaţii etc.

Alegerea materialelor

Această problemă se pune astfel: dîndu-se, pe de o parte, condiţiile de funcţionare ale reactorului sau aparatului şi caracteristicile unor materiale de construcţie, pe de altă parte, se cere să se stabilească, în condiţii optim economice, materialul, cantitatea din acesta şi tehnica de realizare a aparatului proiectat. In continuare se dau unele sugestii privind alegerea materialelor bazate pe unele criterii de alegere legate de:
- stabilirea exactă a condiţiilor de funcţionare pe toată perioada normală de exploatare a aparatului (execuţie, probe, recepţie, transport, montaj, exploatare curentă, opriri, scoatere din funcţiune); - caracteristicile principale ale mediului proiectat, în funcţie de care se alege materialul de construcţie (coroziunea, temperaturi extreme, periculozitate, risc); - stabilirea materialului de construcţie.

Condiţii legate de coroziunea mediului - In tabelul 3.1 se găsesc indicaţii privind comportarea la coroziune a principalelor materiale utilizate pentru construcţia aparatelor din industria chimică, iar în tabelul 3.2 se dă convenţia de simbolizare a diferitelor rezistenţe la coroziune. Aceste indicaţii ţin seama mai ales de coroziunea datorată atacului chimic. In tabelul 3.3 se dau recomandări pentru alegerea oţelurilor în funcţie de diferite tipuri de coroziune şi la temperaturi ridicate. O atenţie specială se va acorda coroziunii sub presiune de hidrogen şi coroziunii fisurante sub sarcină.

Coroziunea sub presiune de hidrogen este determinată de decarburarea oţelului cu formare de metan. De asemenea, datorită difuziei hidrogenului prin pereţii metalici, are loc şi o fragilizare a acestora cu scăderea capacităţii de deformare plastică, proces care poate avea loc şi la temperatură ambiantă.

Tabelul 3.1. Indicaţii de utilizare pentru oţeluri anticorozive şi (sau) refractare

| Marca | Intrebuinţare | Caracteristici | Observaţii |
|---|---|---|---|
| 2 Cr 130<br>20 Cr 130 | Piese cu plasticitate mărită care se supun solicitărilor de şoc:ventile pt.prese hidraulice, palete pt.turbine cu abur şi turbine hidraulice, piese pt.cazane de abur industriale,piese supuse unor presiuni mijlocii, medii slab agresive | Rezistent în medii ce conţin S.Temperatura la care începe oxidarea intensă 750°C.Temp. de lucru sub sarcină 500°C cu funcţ.de lungă durată | Rezistenţă maximă contra coroziunii se obţine prin tratament termic(călire şi revenire) şi prin lustruire) |
| 30 Cr 130<br>40 Cr 130 | Scule de tăiere,piese la aparate de măsură instr. medicale,arcuri,ace de carburator,utilaj petrolier,articole de menaj. Oţeluri suficient de rezistente în condiţiile de acţiune a apei,aburului şi atmosferei de soluţii apoase ale sărurilor acizilor organici de conc.slabă.T°max=300°C | Temperatură începutului de oxidare intensă 750°C.Temp.de lucru sub sarcină 500°C cu funcţionare de foarte lungă durată. | Se întrebuinţează călit şi revenit la temp. joase.Prin şlefuirea şi lustruirea supraf. se obţine duritate mărită. |
| 8(Ti)Cr 170 | Utilaj chimic(tuburi absorbţie,schimbătoare de căldură pt.gaze nitroase şi acid azotic cald,rezervoare pt.acizi,piese pt. utilaje tehnologice care lucrează în medii de agresivitate moderată (ind.alimentară),tacîmuri,vase,art.menaj. | Rezistent în medii ce conţin sulf.Temp. la începutul oxidării intense 900°C | Se întrebuinţează în stare recoaptă |
| 12 NiCr 180 | Se întrebuinţează la fabricarea pieselor şi pentru elemente de utilaje şi instalaţii tehnologice care lucrează în medii corozive. | Nestabil în medii ce conţin S. Temp.începutului de oxidare intensă 800°C | Imbinări sudate realizate prin alte metode decît prin puncte;sensibile la corez.intercristalină |
| 10 NiTiCr 180 | Se întrebuinţează la fabricarea pieselor şi elementelor componente la utilajele tehnologice pt.ind.chimică,metalurgică,de mat.de construcţie,care lucrează la temperaturi de 550-675°C sau în medii corozive | Nestabil în medii care conţin sulf.Temperatura începerii oxidării intense 800°C | Rezistent la coroziune intercristalină |
| 15 SiNiCr 250 | Se întrebuinţează la fabricarea pieselor care lucrează în medii corozive şi peste 700°C | | |

Oţeluri anticorozive şi refractare sub formă de bare, table, benzi, sîrme - STAS 11523-80
Oţeluri anticorozive pentru ţevi - STAS 10322-80
Oţeluri termorezistente pentru organe de asamblare - STAS 11522-80

Tabelul 3.2. Convenţia de simbolizare a diferitelor rezistenţe la coroziune

| Simbol convenit | Semnificaţia simbolului | Criterii de apreciere: pierdere de greutate, $g/m^2h$ | Criterii de apreciere: viteza de coroziune, mm/an |
|---|---|---|---|
| FR | foarte rezistent | pînă la 0,1 | pînă la 0,11 |
| R | rezistent | 0,1 - 1,0 | 0,11 - 1,1 |
| SR | slab rezistent | 1,0 - 10,0 | 1,1 - 11,0 |
| NR | nerezistent | peste 10,0 | peste 11,0 |

Tabelul 3.3. Materiale rezistente pentru atmosfere corozive şi temperaturi ridicate

| Atmosfera | Temp.max. de utilizare K(°C) | Date despre oţelul indicat | Recomandări |
|---|---|---|---|
| Oxidantă | 923(650) | oţel cu 5-6% Cr | sudură specială |
| | 1123(850) | structură feritică cu 17%Cr | sudură specială |
| | 1173(900) | structură austenitică 18-8 | W.1.4829 |
| | | structură feritică 28% Cr | W.1.4878 |
| | 1373(1100) | structură austenitică 25-12 | W.1.4828 |
| | | structură austenitică 25-20 | W.1.4841 |
| | | structură austenitică cu 35% Ni şi 20% Cr | - |
| | 1423(1150) | aliaj cu 60% Ni şi 15-20% Cr | - |
| | | aliaj cu 80% Ni şi 15-20% Cr | - |
| Reducătoare carburantă | 1173(900) | structură austenitică 25-12 | W.1.4828 |
| | | structură austenitică 25-20 | W.1.4841 |
| | 1273(1000) | structură austenitică cu 35% Ni şi 20% Cr | - |
| | 1373(1100) | aliaj cu 60% Ni şi 15-20% Cr | - |
| | | aliaj cu 80% Ni şi 15-20% Cr | - |
| Reducătoare sulfuroasă | 973(700) | structură austenitică 18-8 | W.1.4878 |
| | 1023(750) | structură feritică 17% Cr | de evitat sudarea; W.1.4821 |
| | 1173(900) | structură austenitică 25-12 | W.1.4828 |
| | | structură austenitică 25-20 | W.1.4841 |
| | 1273(1000) | structură feritică cu 28% Cr | de evitat sudarea |

Coroziunea fisurantă sub sarcină este determinată de tensiunile interne din materialele metalice din care este confecţionat aparatul. Limitarea efectelor acesteia se poate realiza prin tratamente speciale de detensionare generale sau locale (încălziri şi răciri ale aparateler cu viteze anumite).

Condiţii legate de temperaturile extreme de funcţionare

In funcţie de temperatura maximă de funcţionare se determină proprietăţile de rezistenţă ale materialelor, în principal cele metalice. De asemenea, temperatura minimă de funcţionare trebuie comparată cu temperatura minimă a materialelor la care

acestea prezintă caracteristici de plasticitate pentru a evita ruperea fragilă.

In tabelele 3.4 şi 3.5 se dau temperaturile recomandate pentru principalele mărci de oţeluri carbon slab aliate şi aliate.

Tabelul 3.4. Temperaturile la care se recomandă utilizarea oţelurilor carbon şi slab aliate

| Sortiment | Marca de oţel şi standardul sau norma de marcă | Temperatura de utilizare K min | K max | °C min | °C max |
|---|---|---|---|---|---|
| Table | OL 37-2K-STAS 500-68 | 288 | 673 | +15 | +400 |
| | K 47-STAS 2883-76 | 288 | 773 | +15 | +500 |
| | K 52-STAS 2883-76 | 288 | 773 | +15 | +500 |
| | 16 Mo 3 -STAS 2883-76 | 273 | 823 | 0 | +550 |
| | 14 C Mo 4 -STAS 2883-76 | 253 | 833 | -20 | +560 |
| | R 37 -STAS 2883-76 | 253 | 673 | -20 | +400 |
| | R 44 -STAS 2883-76 | 233 | 673 | -40 | +400 |
| | R 52 -STAS 2883-76 | 223 | 673 | -50 | +400 |
| | OCS 52 -STAS 9021-75 | 223 | 673 | -50 | +400 |
| Tevi | OLT 35K -STAS 8184-68 | 288 | 793 | +15 | +520 |
| | OLT 45K- STAS 8184-68 | 288 | 793 | +15 | +520 |
| | 16 Mo 3 -STAS 8184-68 | 288 | 823 | +15 | +550 |
| | 14 C Mo 4 -STAS 8184-68 | 288 | 973 | +15 | +600 |
| | 10 C Mo 10 -STAS 8184-68 | 288 | 993 | +15 | +620 |
| | 10 Mo C 50 -STAS 8184-68 | 288 | 973 | +15 | +700 |
| | OLT 35 R -STAS 10382-75 | 223 | 323 | -50 | + 50 |
| | OLT 45 R -STAS 10382-75 | 223 | 323 | -50 | + 50 |

Tabelul 3.5. Temperaturile la care se recomandă utilizarea oţelurilor aliate rezistente la coroziune

| Marca de oţel şi standardul sau norma de marcă | Temp. K(°C)max. | Observaţii |
|---|---|---|
| X 7 CrAl 13-W.1.4002-DIN 17440 | 673(+400) | Oţel inoxidabil recopt şi îmbunătăţit |
| X 10 Cr 13-W.1.4006-DIN 17440 | 673(+400) | |
| X 5 CrNi 18.9-W.1.4301-DIN 17440 | 823(+550) | Oţeluri inoxidabile austenitizate |
| X 2 CrNi 18.9-W.1.4306-DIN 17440 | 823(+550) | |
| X 2 CrNiMo 18.12-E.1.4435-DIN 17440 | -"- | |
| X10 CrNiTi 18.9-W.1.4541-DIN 17440 | 823(+550) | |
| X10 CrNiMoTi 18.10-W.1.4571-DIN 17440 | -"- | |
| X15 CrNiSi 20.12-W.1.4828-SEW 470 | 1173(+900) | Oţeluri uaustenitizate refractare |
| X15 CrNiSi 25.20-W.1.4841-SEW 470 | 1473(+1200) | |
| WSt E 47-W.L.8935-SEW 089 | 673(+400) | Oţel normalizat cu granulaţie fină |
| X10 CrNiTi 18.10-W.1.6903-SEW 680 | 253(-20) | Oţel austenitizat tenace la rece tmin = 78(-195) |
| 10 Ni 14 -W.1.5637-SEW 680 | 253(-20) | Oţel normalizat : tenace la rece tmin =153(-120) |
| 10 CrMo 9.10-W.1.7380 | 863(+590) | Oţeluri îmbunătăţite pentru hidrogen sub presiune |
| 12 CrMo 19.5-W.1.7362 | 873(+600) | |

Condiţii legate de periculozitatea mediului

Se referă la medii care conţin substanţe letale, toxice sau inflamabile. Pentru aparate care conţin substanţe letale se recomandă oţel carbon (STAS 2883-76), pentru cele cu substanţe toxice sau inflamabile oţeluri carbon STAS 2883-76 sau STAS 500-68, dacă $V \cdot p_m \leq 500$ şi $D \cdot p_m \leq 2000$, în care V-volumul aparatului, $dm^3$; D-diametrul interior, mm; $p_m$ - presiunea maximă admisibilă de lucru, MPa.

Condiţii legate de caracteristicile de rezistenţă ale materialelor

Acestea se referă la sarcinile care solicită aparatul proiectat, care pot fi sistematizate astfel: - cuplul presiune-temperatură; - sarcini rezultate din greutatea elementelor interioare, exterioare sau a celor din punctele de reazem; - sarcini provenind din acţiunea factorilor atmosferici sau seismici (vînt, zăpadă, cutremure); - sarcini determinate de diferenţele de temperatură sau a coeficienţilor de dilatare termică diferiţi; - sarcini dinamice (lovituri de berbec, mişcarea mediului de reacţie etc.). Se recomandă să se analizeze acţiunea cumulată a unora din sarcinile de mai sus.

In tabelul 3.6 se dau valorile admisibile (informative) ale eforturilor unitare pentru diferite mărci de oţeluri, bazate pe asigurarea funcţionării în condiţii de siguranţă.

Condiţii legate de cost (economice)

Costul unui aparat depinde în principal de materialul de construcţie şi tehnologia de fabricaţie. Obiectivul proiectării optime este realizarea aparatelor care să asigure siguranţă în exploatare la un cost minim. Pentru reducerea costului, se pot utiliza modalităţile de protecţie anticorozivă prin placare sau acoperire cu straturi de natură organică sau anorganică. Pentru recipienţi de dimensiuni mai mici se pot utiliza metodele de protecţie prin acoperire cu straturi de email sau sticlă, iar pentru cele de dimensiuni mari se recomandă tablă placată metalic sau acoperită cu straturi organice (cauciuc, bitum, polimeri). In tabelul 3.7. se dau preţurile pentru materialele utilizate pentru construcţia tipurilor mai importante de aparate (la nivelul anului 1978).

In anexele A1 - A6 mai sînt date unele informaţii utile proiectantului privind compoziţia chimică a unor oţeluri înalt aliate, compartarea la coroziune şi indicaţii de utilizare a acestora, precum şi unele caracteristici mecanice.

### 3.1.3. Dimensionarea reactoarelor

Dimensionarea spaţiului de reacţie se efectuează după cum procesul este determinat de:

- reacţia chimică (viteza de reacţie mai mică decît viteza fenomenelor de transfer de masă);
- fenomenele de transfer (reacţia chimică foarte rapidă, fenomenele de transfer mai lente).

In cele ce urmează se dau calculele pentru cazul în care reacţia chimică este determinantă pentru procesul global care are loc în aparat.

Tabelul 3.6. Eforturi unitare admisibile $\sigma_a$(N/mm$^2$) pentru diferite materiale funcție de temperatura de calcul $t_c$, K(°C) a elementelor din aparat

| Marca material | Temperaturi de calcul, K(°C) | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 293 (20) | 373 (100) | 423 (150) | 473 (200) | 523 (250) | 573 (300) | 623 (350) | 673 (400) | 723 (450) | 773 (500) | 793 (520) | 823 (550) | 873 (600) | 973 (700) | 1073 (800) | 1173 (900) | 1273 (1000) | 1473 (1200) |
| OL 37-212 | 139,6 | 139,6 | 137,3 | 130,6 | 117,3 | 104,6 | 91,3 | 78,6 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| OL 37-412 | 139,6 | 139,6 | 137,3 | 130,6 | 117,3 | 104,6 | 91,3 | 78,6 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| OCS 52 (OCS 3) | 196,1 | 196,1 | 183,3 | 170,0 | 156,6 | 143,3 | 130,0 | 110,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| WStE 47-W.1.8935 | 199,6 | 199,6 | 199,6 | 199,6 | 182,7 | 170,0 | 150,0 | 130,6 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| R 37 (R1) | 123,3 | 123,3 | 123,3 | 116,6 | 103,3 | 90,6 | 80,0 | 66,6 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| R 44 (R2) | 143,3 | 143,3 | 143,3 | 136,6 | 123,3 | 103,3 | 90,0 | 80,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| R 52 (R3 si R4) | 196,1 | 196,1 | 183,3 | 170,0 | 156,6 | 143,3 | 130,0 | 110,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 16 Mo 3 (R7) | 163,2 | 152,4 | 146,5 | 140,0 | 129,3 | 117,3 | 112,6 | 110,6 | 108,0 | 62,0 | 39,0 | 20,6 | - | - | - | - | - | - |
| 14 C Mo 4 (R8) | 165,3 | 165,3 | 165,3 | 165,3 | 158,0 | 144,0 | 135,3 | 132,6 | 129,3 | 94,7 | 65,3 | - | - | - | - | - | - | - |
| OLT 35 R | 169,6 | 155,5 | 146,3 | 137,2 | 137,2 | 130,6 | 111,0 | 81,6 | 42,4 | 24,8 | 16,9 | - | - | - | - | - | - | - |
| OLT 45 R | 169,6 | 169,6 | 166,4 | 163,3 | 136,8 | 150,2 | 143,7 | 81,6 | 42,4 | 24,8 | 16,9 | - | - | - | - | - | - | - |
| 10 C Mo 10 | 137,3 | 137,3 | 137,3 | 137,3 | 137,3 | 137,3 | 137,3 | 137,3 | 130,6 | 98,0 | 75,1 | 49,0 | 26,1 | - | - | - | - | - |
| 10 Mo C 50 | 140,0 | 135,3 | 132,4 | 129,2 | 126,6 | 115,6 | 104,6 | 98,6 | 92,6 | 34,5 | 33,5 | 27,5 | 17,6 | 4,5 | - | - | - | - |
| GRADE F1 | 183,8 | 173,2 | 168,4 | 163,6 | 158,6 | 154,4 | 151,6 | 146,6 | 136,5 | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| GRADE F1 | 137,3 | 130,8 | 126,7 | 122,7 | 119,7 | 115,8 | 114,0 | 109,8 | 102,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| GRADE B | 182,6 | 173,2 | 166,4 | 163,6 | 158,6 | 154,4 | 152,1 | 146,6 | 136,5 | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 7 CrAl 13-W.1.4002 | 166,6 | 156,6 | 153,3 | 150,0 | 151,0 | 146,6 | 140,0 | 130,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 10 Cr 13-W.1.4006 | 200,0 | 183,3 | 176,6 | 173,3 | 170,0 | 163,3 | 153,3 | 143,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 5 CrNi 18,9-W.1.4301 | 123,3 | 103,3 | 93,3 | 84,6 | 78,6 | 73,3 | 69,3 | 65,3 | 63,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 5 CrNiMo 18.10-W.1.44 | 136,6 | 116,6 | 105,3 | 96,6 | 90,0 | 84,6 | 80,0 | 76,6 | 74,6 | 73,3 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 10 CrNiTi 18.9-W.1.4541 | 136,6 | 117,3 | 110,0 | 103,3 | 96,6 | 91,6 | 86,6 | 83,3 | 80,6 | 79,3 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 10 CrNiMoTi 18.10-W.1.4571 | 150,0 | 126,6 | 117,3 | 110,0 | 103,3 | 96,6 | 93,3 | 90,0 | 87,3 | 86,0 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| NiCu 30 Fe-W.2.4360 | 140,0 | 114,0 | 107,0 | 102,0 | 102,0 | 102,0 | 102,0 | 101,2 | 81,6 | - | - | - | - | 25,0 | 8,0 | 3,0 | 1,5 | - |
| URANUS B6 | 183,3 | 153,3 | 143,3 | 133,3 | 123,3 | 113,3 | 109,0 | 106,6 | 103,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| OLC 20 | 158,0 | 146,0 | 138,5 | 131,0 | 122,1 | 100,7 | 98,6 | 85,5 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| OLC 35 | 196,1 | 182,8 | 174,7 | 166,6 | 160,0 | 146,6 | 133,3 | 120,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| OLC 45 X | 200,0 | 197,0 | 195,1 | 193,3 | 180,0 | 166,6 | 153,3 | 133,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 33 Mo C 11 | 284,6 | 284,6 | 284,6 | 284,6 | 284,6 | 260,0 | 226,6 | 213,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| X 20 CrNiSi 25.4-W.1.4821 | 230,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 18,3 | 9,6 | 2,4 | 1,2 | 0,3 | 0,1 | - |
| X 15 CrNiSi 25.20 - W.1.4841 | 253,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 100,0 | 35,3 | 15,3 | 6,6 | 2,6 | 1.0 | 0,3 |
| X 12 CrNiTi 18.9 - W.1.4878 | 126,6 | - | -- | -- | - | - | - | - | - | - | - | 100,0 | 40,0 | 16,6 | - | - | - | - |
| 24 CrMo 5 -W.1.7258 | 226,1 | 226,1 | 226,1 | 226,1 | 226,1 | 226,1 | 222,0 | 202,0 | 150,2 | 78,4 | 54,8 | - | - | - | - | - | - | - |
| 24 CrMoV 5.5-W.1.7733 | 263,6 | 263,8 | 263,8 | 263,8 | 263,8 | 263,8 | 263,8 | 263,8 | 248,0 | - | 84,0 | - | - | - | - | - | - | - |
| X 19 CrMo 12.1-W.1.4521 | 301,5 | 301,5 | 301,5 | 301,5 | 301,5 | 301,5 | 294,0 | 280,6 | 228,5 | 156,8 | 124,1 | 30,7 | - | - | - | - | - | - |
| ORISP-1 | 207,3 | 192,0 | 182,4 | 172,8 | 163,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| H II - WF.0425 | 154,6 | 146,9 | 142,1 | 137,3 | 124,0 | 104,6 | 91,3 | 78,0 | 45,7 | 19,6 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 15 Mo 3-W.1.5415 | 165,7 | 164,6 | 164,0 | 163,3 | 150,0 | 130,6 | 117,3 | 110,6 | 104,6 | 62,0 | 39,2 | - | - | - | - | - | - | - |
| 13 CrMo 44-W.1.7335 | 165,7 | 165,7 | 165,7 | 165,7 | 165,7 | 150,6 | 144,0 | 136,6 | 130,6 | 91,4 | 62,7 | - | - | - | - | - | - | - |
| 19 Mn 5-W.1.0845 | 196,1 | 187,4 | 182,0 | 176,6 | 163,3 | 150,0 | 137,3 | 117,3 | 58,8 | - | 20,2 | - | - | - | - | - | - | - |
| 10 CrMo 9.10-W.1.7380 | 169,6 | 166,7 | 165,0 | 163,3 | 156,6 | 150,0 | 144,0 | 136,6 | 130,6 | 94,7 | 71,8 | 19,6 | - | - | - | - | - | - |
| TTSt E 36 | 173,4 | 170,0 | 156,6 | 144,0 | 130,6 | 118,0 | 104,6 | 84,6 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| BH 21-W.1.0343 | 131,9 | 130,6 | 124,1 | 117,6 | 111,0 | 91,4 | 78,4 | 65,3 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 3.7. Indicatori globali de masă, $I_M$, la nivelul anului 1978

| Nr. crt. | Tipul utilajului | Material de constr. principal | $I_M$, lei/kg | Observaţii |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Recipiente şi rezervoare verticale simple | Oţel carbon | 18- 20 | pt.M > 5000 kg |
| | | | 20--40 | pt.M=1000--5000 kg |
| | | | 40-100 | pt.M < 1000 kg |
| | | Oţel anticoroziv | 40 | pt.M > 4000 kg |
| | | | 40-100 | pt.M=1000 - -4000 kg |
| | | | 100-200 | pt.M < 1000 kg |
| 2. | Recipiente cilindrice verticale cu manta | Oţel anticoroziv | 80 | pt.M > 5000 kg |
| | | | 80-105 | pt.M=1000 - -5000 kg |
| | | | 105-130 | pt.M < 1000 kg |
| 3. | Recipiente cilindrice verticale cu serpentină | Oţel anticoroziv | 50- 80 | pt.M > 3000 kg |
| | | | 80-200 | pt.M < 3000 kg |
| 4. | Recipiente cilindrice orizontale fără serpentină | Oţel carbon | 20 | pt.M > 5000 kg |
| | | | 20- 50 | pt.M < 5000 kg |
| | | Oţel anticoroziv | 50- 60 | pt.M=5000 - -10000 kg |
| | | | 60-100 | pt.M=1000- -5000 kg |
| | | | 100-210 | pt.M < 1000 kg |
| 5. | Recipiente cilindrice orizontale cu serpentină | Oţel carbon | 30 | pt.M > 4000 kg |
| | | | 30- 50 | pt.M ≤ 4000 kg |
| | | Oţel anticoroziv | 78- 80 | pt.M > 4000 kg |
| | | | 80-110 | pt.M=1000 - 4000 kg |
| 6 | Schimbător de căldură cu fascicul tubular | Oţel anticoroziv | 120-220 | pt.suprafaţa S de transfer termic S < 50 $m^2$ |
| | | | 130-200 | S=50-200 $m^2$ |
| | | | 190-280 | S > 200 $m^2$ |
| 7. | Schimbător de căldură cu ţevi în formă de U | Oţel carbon | 45- 55 | pt.M > 3000 kg |
| | | | 55- 80 | pt.M=1000 - -3000 kg |
| | | | 80-130 | pt.M < 3000 kg |
| 8. | Schimbătoare de căldură cu ţevi cu aripioare | Oţel carbon | 30-110 | pt.M < 3000 kg |
| | | | 40- 80 | pt.M=10000 - 60000 kg |
| 9. | Coloană cu umplutură | Oţel carbon | 30- 65 | - |
| | | Oţel anticor. | 55-100 | - |
| 10. | Coloane cu talere cu clopote | Oţel carbon | 40- 50 | - |
| | | Oţel anticor. | 85-120 | - |
| 11. | Coloane cu talere sită | Oţel carbon | 35- 50 | pt.M < 30000 kg |
| | | Oţel anticor. | 70-170 | |
| 12. | Coloane cu talere cu supape | Oţel carbon | 40- 50 | |
| | | Oţel anticoroziv | 75- 80 | pt.M > 5000 kg |
| | | | 80-100 | pt.M=3000-5000 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| 13. Recipiente cu manta şi cu dispozitiv de amestecare | Oţel anticoroziv | 60- 90<br>90-130 | pt.M ≥ 3300 kg<br>pt.M ≤ 3300 kg |
| 14. Recipiente cu serpentină şi cu dispozitiv de amestecare | Oţel anticoroziv | 70-110<br>110-140 | pt.M ≥ 2000 kg<br>pt.M ≤ 2000 kg |
| 15 Filtre cu saci | Oţel carbon | 60-100 | |
| | Oţel anticoroziv şi oţel carbon | 94-131 | |
| 16. Filtre nuce | Oţel anticoroziv | 72-160 | |
| 17. Cicloane | Oţel carbon | 22- 51 | |
| | Oţel anticoroşiv | 85-130 | |

Observaţie: Intr-un interval dat al valorilor lui $I_M$, valorile mici ale intervalului corespund utilajelor cu masă mai mare, iar valorile mari ale intervalului corespund utilajelor cu masă mai mică.

A) Dimensionarea reactoarelor pentru sisteme omogene

Reactoare discontinui (tip autoclavă)

Volumul reactorului, în funcţie de productivitatea zilnică:

$$V = \frac{P_z \cdot t_s}{24\, c_{jo} x_j \varphi} \quad (m^3) \qquad (3.8)$$

în care: $P_z$- productivitatea zilnică, kg/zi; $C_{jo}$- concentraţia iniţială a reactantului j, kg/m$^3$; $x_j$- conversia reactantului j; $t_s$- durata unei şarje, h; $\varphi$ - coeficientul de umplere a aparatului (0,7-0,8 pentru lichide care nu spumează, şi 0,4-0,6 pentru cele care spumează). In funcţie de volumul amestecului de reacţie pe o şarjă:

$$V = \frac{V_I}{\varphi} \qquad (3.9)$$

în care $V_I = M_r / \rho_m$ , iar $M_r$- masa reactanţilor şi a substanţelor auxiliare, kg.

Durata unei şarje se ia din date practice sau se calculează cu relaţia:

$$t_s = t_1 + t_2 + t_3 + t_4 + t_5 + t_6 \qquad (3.10)$$

în care $t_1$- timpul pentru încărcarea reactorului, h; $t_2$- timpul necesar pregătirii amestecului pentru reacţie, h; $t_3$- timpul de reacţie, h; $t_4$- timpul necesar pregătirii descărcării reactorului, (degazare, răcire etc), h; $t_5$- durata descărcării reactorului, h; $t_6$- durata pregătirii reactorului pentru o nouă şarjă, h. Dacă

reacţia presupune mai multe faze care se desfăşoară în acelaşi reactor, se vor considera duratele corespunzătoare pregătirii şi desfăşurării acestora.

Timpul de reacţie se calculează cu formulele:

- pentru densitate constantă:

$$t = \int_{C_{jf}}^{C_{ji}} \frac{dC_j}{(-r_j)} = C_{jo}\int_{0}^{x_{jf}} \frac{dx_j}{(-r_j)} \qquad (3.11)$$

- pentru densitate variabilă:

$$t = C_{jo}\int_{0}^{x_{jf}} \frac{dx_j}{(1+\varepsilon_j x_j)(-r_j)} \qquad (3.12)$$

Pentru reactoarele de polimerizare: $C_{jo} = C_{Mo}$ - concentraţia iniţială a monomerului, mol/m$^3$; $x_{jf} = x_{Mf}$ - conversia finală a monomerului; $(-r_j) = (-r_M)$ - viteza procesului de polimerizare, mol monomer/m$^3$h; $\varepsilon_j = \varepsilon_M$ - factorul de expansiune:

$$\varepsilon_M = \frac{\rho_M - \rho_P}{\rho_P} \qquad (3.13)$$

în care $\rho_M$, $\rho_P$ sînt densităţile monomerului şi polimerului.

Caracteristicile geometrice ale reactorului se calculează din volumul acestuia, admiţînd coeficientul de sveltеţe s=1-2.

$$V = \frac{\pi D^2}{4}\cdot H = \frac{\pi D^3}{4}\cdot\frac{H}{D} = \frac{\pi D^3}{4}\cdot s \longrightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4\,V}{\pi\cdot s}} \qquad (3.14)$$

Dacă diametrul rezultat este prea mare, atunci se admite un reactorcu anumite caracteristici şi productivitate şi se calculează numărul de reactoare în paralel:

$$n = \frac{P_z}{P_{Iz}} \qquad (3.15)$$

în care $P_{Iz}$ este producţia zilnică a reactorului admis.

In funcţie de diametrul rezultat din calcul se aleg fundurile din STAS: 7957/75 - pentru funduri conice la 60°; 7958/75 - idem la 90°; 7959/75 - idem la 120° şi 7949/75 pentru funduri elipsoidale, după care se calculează înălţimea totală şi se verifică valoarea s.

$$H = H_c + 2\,h_c \qquad (3.16)$$

în care $H_c$ - înălţimea părţii cilindrice, m; $h_c$ - înălţimea capacului sau fundului, m.

$$H_c = \frac{4(V - 2\,V_c)}{\pi D^2} \qquad (3.17)$$

în care $V_c$ - volumul capacului sau fundului, $m^3$.

Diametrul exterior al reactorului este:

$$D_e = D + 2\delta \qquad (3.18)$$

în care $\delta$ este grosimea peretelui reactorului determinată din calculul de rezistenţă mecanică.

Dacă, nu se dispune de date cinetice, durata unei şarje poate fi luată din date industriale.

Reactorul continuu cu amestecare perfectă

Reactoarele tip autoclavă, cu funcţionare continuă, prevăzute cu sistem de agitare pot fi asimilate ca reactoare cu amestecare perfectă continuu.

Volumul reactorului se determină din ecuaţia caracteristică a acestui tip de reactor ideal.

- Pentru densitate constantă:

$$\tau = \frac{C_{j0} - C_{jf}}{(-r_j)_f} = C_{j0}\frac{x_{jf} - x_{ji}}{(-r_j)_f} \qquad (3.19)$$

- Pentru densitate variabilă:

$$\frac{V}{F_{j0}} = \frac{\tau}{C_{j0}} = \frac{x_{jf} - x_{ji}}{(-r_j)_f} \qquad (3.20)$$

Pentru o cascadă de reactoare şi densitate constantă, în cazul unei reacţii de ordinul n:

- pentru primul reactor:

$$\frac{V_1}{M_v} = \tau_1 = \frac{C_0 - C_1}{kC_1^n} \longrightarrow C_0 - C_1 = k\tau_1 C_1^n \longrightarrow$$

$$1 - \frac{C_1}{C_0} = k\tau_1 C_0^{n-1}\left(\frac{C_1}{C_0}\right)^n \longrightarrow \left(\frac{C_1}{C_0}\right)^n k\tau_1 C_0^{n-1} + \frac{C_1}{C_0} - 1 = 0 \longrightarrow$$

$$\frac{C_1}{C_0} = \vartheta_1 \longrightarrow C_1 = \vartheta_1 C_0 \qquad (3.21)$$

- pentru reactorul al doilea:

$$\tau_2 = \frac{C_1 - C_2}{k C_2^n} \longrightarrow C_1 - C_2 = k\tau_2 C_2^n \longrightarrow$$

$$1 - \frac{C_2}{C_1} = k\tau_2 C^{n-1}\left(\frac{C_2}{C_1}\right)^n \longrightarrow \left(\frac{C_2}{C_1}\right)^n k\tau_2 C_1^{n-1} + \frac{C_2}{C_1} - 1 = 0 \longrightarrow$$

$$\frac{C_2}{C_1} = \vartheta_2 \longrightarrow C_2 = \vartheta_2 C_1 \qquad (3.22)$$

- pentru reactorul N conversia finală va fi:

$$x_f = 1 - \frac{C_N}{C_o} = 1 - \frac{C_1}{C_o}\cdot\frac{C_2}{C_1}\cdots\frac{C_N}{C_{N-1}} = 1 - \prod_{i=1}^{N} \vartheta_i \qquad (3.23)$$

Pentru reacţii de ordinul 1, procedeul se simplifică:
- în reactorul 1:

$$\tau_1 = \frac{C_o - C_1}{k\,C_1} \longrightarrow C_o - C_1 = k\,\tau_1 C_1 \longrightarrow \frac{C_1}{C_o} = \frac{1}{1+k\,\tau_1} \qquad (3.24)$$

- în reactorul 2:

$$\tau_2 = \frac{C_1 - C_2}{k\,C_2} \longrightarrow C_1 - C_2 = k\,\tau_2 C_2 \longrightarrow \frac{C_2}{C_1} = \frac{1}{1 + k\tau_2} \qquad (3.25)$$

Deci conversia în reactorul N va fi:

$$x_f = 1 - \frac{C_N}{C_o} = 1 - \frac{1}{\prod_{i=1}^{N}(1 + k\,\tau_i)} \qquad (3.26)$$

Pentru reactoare egale:

$$x_f = 1 - \frac{1}{(1 + k\tau)^N} \qquad (3.27)$$

Dacă se impune conversia finală $x_f$ şi numărul de reactoare N şi se cere volumul unui reactor şi volumul total al bateriei de reactoare, se procedează astfel, pentru reacţii de ordinul 1:

$$\frac{C_N}{C_o} = \frac{1}{(1+k\tau)^N} \longrightarrow \tau = \frac{1}{k}\left[\left(\frac{C_o}{C_N}\right)^{1/N} - 1\right] \longrightarrow$$

$$V = M_V \cdot \tau = M_V \cdot \frac{1}{k}\left[(1 - x_f)^{1/N} - 1\right] \qquad (3.28)$$

$$V_T = N \cdot M_V \cdot \tau = N \cdot M_V \cdot \frac{1}{k}\left[(1 - x_f)^{1/N} - 1\right] \qquad (3.29)$$

Reactorul continuu cu deplasare totală

Reactoarele continui cu raportul H/D mare ($\geq 10$) sau foarte mare se comportă aproape ca reactorul cu deplasare totală. Cu cît acest raport este mai mare, cu atît este mai apropiată comportarea reactorului de a celui cu deplasare totală. Spre exemplu, la reactoarele tip ţeavă-ţeavă pentru sinteza polietilenei la presiune ridicată, raportul H/D poate să ajungă la 10.000, curgerea este de tip microturbulent încît comporatrea acestora poate fi considerată de tip cu deplasare totală.

Volumul acestor reactoare se determină din ecuaţiile caracteristice:

- pentru densitate constantă:

$$\tau = \int_{C_{jf}}^{C_{ji}} \frac{dC_j}{(r_j)} \longrightarrow V = M_V.\tau \qquad (3.30)$$

- pentru densitate variabilă:

$$\frac{V}{F_{je}} = \frac{\tau}{C_{je}} = \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{(-r_j)} \qquad (3.31)$$

Dimensiunile reactoarelor cu deplasare totală se pot calcula la fel ca în cazul reactoarelor discontinui, cu singura deosebire că raportul H/D trebuie să fie de cel puţin 10 pentru a asigura comportarea apropiată de cea a reactoarelor de acest tip.

Dimensionarea reactoarelor din date practice

In cazul în care proiectantul nu dispune de datele cinetice necesare dimensionării cu ajutorul ecuaţiilor caracteristice, se pot utiliza în calcule datele practice (de laborator sau industriale). Pentru a se evita complicaţiile care pot să apară datorită transpunerii la scară, se recomandă utilizarea datelor industriale. Această metodă se bazează pe egalitatea dintre duratele de reacţie din instalaţia proiectată cu cea din instalaţia funcţionînd la scară industrială. Astfel, pentru reactoarele continui:

$$\left.\begin{aligned} \tau &= \frac{V}{M_V} \\ \tau_{ind} &= \frac{V_{ind}}{M_{Vind}} \end{aligned}\right\} \tau = \tau_{ind} \longrightarrow V = \frac{M_V}{M_{Vind}}.V_{ind} \qquad (3.32)$$

- pentru reactoarele discontinui:

$$\left.\begin{aligned} t &= \frac{24\, V\, C_{je} x_j \varphi}{P_z} \\ t_{ind} &= \frac{24\, V_{ind} C_{je} x_j \varphi}{P_{zind}} \end{aligned}\right\} t = t_{ind} \longrightarrow V = \frac{P_z}{P_{zind}}.V_{ind} \qquad (3.33)$$

Relaţiile de mai sus sînt valabile numai dacă se consideră că reactorul proiectat va lucra exact în aceleaşi condiţii ca reactorul industrial. Dacă însă există diferenţe între o parte din parametri, trebuie să se ţină seama de acestea în calcule. In cazul în care concentraţiile iniţiale sînt diferite iar reacţia este de un ordin oarecare n diferite de 1, ecuaţia (3.32) se modifică. Astfel:

$$\frac{V}{F_{je}} = \frac{V}{M_V C_{je}} = \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{k\, C_{je}^n (1-x_j)^n} \longrightarrow \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{(1-x_j)^n} = \frac{V.k.C_{je}^{n-1}}{M_V}$$

$$\frac{V_{ind}}{F_{joind}} = \frac{V_{ind}}{M_{Vind} C_{joind}} = \int_0^{x_{jfind}} \frac{dx_j}{k.C_{jo_{ind}}^n (1-x_j)^n} \longrightarrow$$

$$\int_0^{x_{jf_{ind}}} \frac{dx_j}{(1-x_j)^n} = \frac{V_{ind} k.C_{joind}^{n-1}}{M_{Vind}}$$

Dacă se consideră că $x_{jf} = x_{jf_{ind}}$ cele două integrale sînt egale, de unde rezultă:

$$\frac{V.k.C_{jo}^{n-1}}{M_V} = \frac{V_{ind} k.C_{joind}^{n-1}}{M_{Vind}} \longrightarrow V = \frac{M_V}{M_{Vind}} . V_{ind} \left( \frac{C_{jo_{ind}}}{C_{jo}} \right)^{n-1} \quad (3.34)$$

Se observă că pentru reacţii de ordinul 1 ecuaţia (3.34) este echivalentă cu ecuaţia (3.32) şi deci modificarea concentraţiei iniţiale nu are importanţă. Dacă debitul volumic este acelaşi şi se modifică concentraţia iniţială, atunci volumul proiectat va fi:

$$\frac{V}{V_{ind}} = \left( \frac{C_{jo_{ind}}}{C_{jo}} \right)^{n-1} = R_c^{n-1} \quad (3.35)$$

şi deci influenţa creşterii concentraţiei în instalaţia proiectată poate fi determinată cu această relaţie.

Calculul orientativ al costului reactorului

Se poate face în funcţie de indicatorul global de masă al unui utilaj, definit prin:

$$I_m = \frac{C_t}{M} \quad (lei/kg) \longrightarrow C_t = I_m . M \quad (3.36)$$

Acest indicator este funcţie de tipul utilajului, materialul de construcţie, tehnologia de construcţie, masă etc., putînd fi adoptat din tabelul 3.7.

Distribuţia duratei de staţionare (DDS) în reactoare reale

Reactorul $R_N$

$$E(t) = \frac{N^N t^{N-1}}{(N-1)! \bar{t}^N} \exp\left(-\frac{N.t}{\bar{t}}\right) ; \quad E(\theta) = \frac{N^N \theta^{N-1}}{(N-1)!} \exp(-N\theta) \quad (3.37)$$

Reactorul cu deplasare şi dispersie axială

- Condiţiile de vas "deschis"

$$E(\theta) = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta}} \sqrt{Pe_L} \exp\left(-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta} \cdot Pe_L\right) \qquad (3.38)$$

- Condiţiile de vas "închis"

$$E(\theta) = \exp\left(\frac{Pe_L}{2}\right) \sum_{j=1}^{\infty} \frac{(-1)^{j+1} 8\alpha_j^2}{4\alpha_j^2 + 4Pe_L + Pe_L^2} \exp\left[-\frac{4\alpha_j^2 + Pe_L^2}{4Pe_L}\theta\right] \qquad (3.39)$$

în care $\alpha_j$ sînt soluţiile ecuaţiei:

$$tg\alpha = \frac{4\,Pe_L \cdot \alpha}{4\alpha - Pe_L^2}, \qquad (3.40)$$

iar $Pe_L = uL/D_L$. (3.41)

Coeficientul de dispersie axială sau longitudinală $D_L$ se poate determina pe cale grafică (figura 3.4), sau cu ajutorul ecuaţiilor:

- pentru vas închis:

$$\sigma_\theta^2 = 2\frac{D_L}{uL} - 2\left(\frac{D_L}{uL}\right)^2 \left(1 - e^{-uL/D_L}\right) \qquad (3.42)$$

care, pentru $uL/D_L$ foarte mare, se simplifică la:

$$\sigma_\theta^2 = 2\frac{D_L}{uL} \qquad (3.43)$$

- pentru vas deschis:

$$\sigma_\theta^2 = 2\frac{D_L}{uL} + 8\left(\frac{D_L}{uL}\right)^2 \qquad (3.44)$$

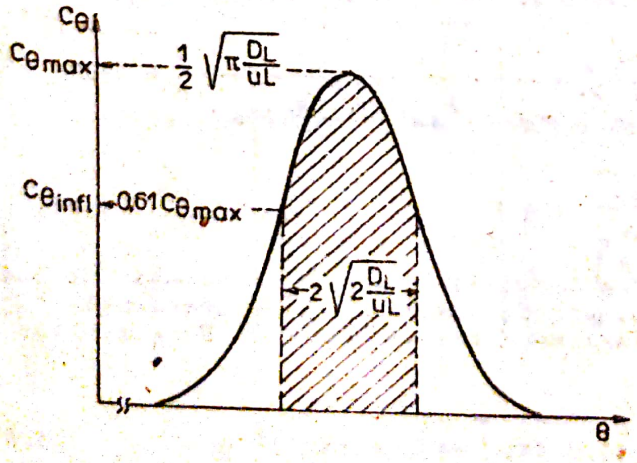



Fig.3.4.-Metoda grafică de determinare a lui $D_L$

Influenţa amestecării

In cazul segregării totale, ecuaţia caracteristică a reactorului este:

$$\bar{C}_j = C_{je}(1 - \bar{x}_j) = \int_0^\infty \left[C_j(t)\right]_D E(t)dt \qquad (3,45)$$

în care $\left[C_j(t)\right]_D$ este ecuaţia caracteristică a reactorului discontinuu în formă integrală.

Ecuaţiile caracteristice (de proiectare) pentru unele cazuri mai importante sînt date în tabelul 3 8.

In figurile 3.5 se dă comparaţia între reactorul cu amestecare perfectă şi cel cu deplasare totală pentru microfluid şi macrofluid.

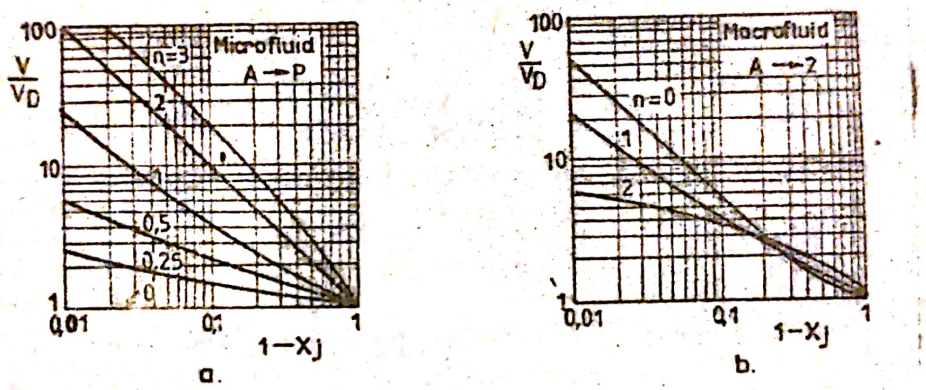



Fig.3.5. Comparaţie între volumul reactorului cu amestecare perfectă (V) şi cel cu deplasare totală ($V_D$) pentru microfluid (a) şi macrofluid (b), pentru diferite ordine de reacţie şi $\varepsilon_j=0$

In cazul reactorului cu deplasare şi dispersie axială, ecuaţia de proiectare pentru reacţii de ordinul 1 este:

$$\frac{C_j}{C_{je}} = \frac{4a}{(1+a)^2 \exp\left[-\frac{Pe_L}{2}(1-a)\right] - (1-a)^2 \exp\left[-\frac{Pe_L}{2}(1+a)\right]} = 1-x_j \qquad (3.46)$$

în care: $a = \sqrt{1 + 4\frac{k\tau}{Pe_L}}$

Pentru determinarea lungimii reactorului, ecuaţia de mai sus se rezolvă pe cale numerică, impunîndu-se concentraţia $C_j$ sau conversia $x_j$. Pentru valori mari ale criteriului $Pe_L$, ecuaţia (3.46) devine:

$$\frac{C_j}{C_{je}} = 1 - x_j = \exp\left[-k\tau + (k\tau)^2 \frac{1}{Pe_L}\right] \qquad (3.47)$$

şi astfel se obţin ecuaţiile mai comode pentru proiectare.

Tabelul 3.8. Ecuaţiile caracteristice ale reactoarelor continui ideale pentru microfluide şi macrofluide .

| Cinetica | Reactor cu deplasare totală<br>Microfluid sau macrofluid | Reactor cu amestecare perfectă<br>Microfluid | <br>Macrofluid |
|---|---|---|---|
| Generală | $\tau = -\int_{C_{je}}^{C_j} \frac{dC_j}{-r_j}$ | $\tau = \frac{C_{je} - C_j}{(-r_j)}$ | $\frac{\bar{C}_j}{C_{je}} = \frac{1}{\tau}\int_0^\infty \left(\frac{C_j}{C_{je}}\right)_D e^{-t/\tau} dt$ |
| Reacţii de ordinul n<br>$(R = C_{je}^{n-1} k\tau)$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = \left[1+(n-1)R\right]^{1/(1-n)}$<br>$R = \frac{1}{n-1}\left[\left(\frac{C_j}{C_{je}}\right)^{1-n} - 1\right]$ | $\left(\frac{C_j}{C_{je}}\right)^n R + \frac{C_j}{C_{je}} - 1 = 0$<br>$R = \left(1-\frac{C_j}{C_{je}}\right)\left(\frac{C_{je}}{C_j}\right)^n$ | $\frac{\bar{C}_j}{C_{je}} = \frac{1}{\tau}\int_0^\infty \left[1+(n-1)C_{je}^{n-1}.kt\right]^{1/(1-n)} e^{-t/\tau} dt$ |
| Reacţii de ordinul 0<br>$(R = \frac{k\tau}{C_{je}})$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = 1-R$ , $R \leq 1$<br>$C_j = 0$ , $R > 1$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = 1-R$ , $R \leq 1$<br>$C_j = 0$ , $R > 1$ | $\frac{\bar{C}_j}{C_{je}} = 1-R+Re^{-1/R}$ |
| Reacţii de ordinul 1<br>$(R = k\tau)$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = e^{-R}$<br>$R = \ln \frac{C_{je}}{C_j}$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = \frac{1}{1+R}$<br>$R = \frac{C_{je}}{C_j} - 1$ | $\frac{\bar{C}_j}{C_{je}} = \frac{1}{1+R}$<br>$R = \frac{C_{je}}{\bar{C}_j} - 1$ |
| Reacţii de ordinul 2<br>$(R = kC_{je}\tau)$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = \frac{1}{1+R}$<br>$R = C_{je}/C_j - 1$ | $\frac{C_j}{C_{je}} = \frac{-1+\sqrt{1+4R}}{2R}$<br>$R = (\frac{C_{je}}{C_j} - 1)\frac{C_{je}}{C_j}$ | $\frac{\bar{C}_j}{C_{je}} = \frac{e^{1/R}}{R}\, ei(\frac{1}{R})$<br>Notă- ei=integrala exponenţială |

$$\frac{V}{V_D} = \frac{L}{L_D} = 1 + \frac{k\tau}{Pe_L} \qquad (3.48)$$

$$\frac{C_j}{C_{jD}} = 1 + \frac{(k\tau)^2}{Pe_L} \qquad (3.49)$$

în care $V_D$ și $C_{jD}$ sînt volumul și concentrația corespunzătoare reactorului cu deplasare totală.

Pentru scopuri de proiectare se recomandă utilizarea informațiilor caracteristice date sub formă grafică, ca în figura 3.6.

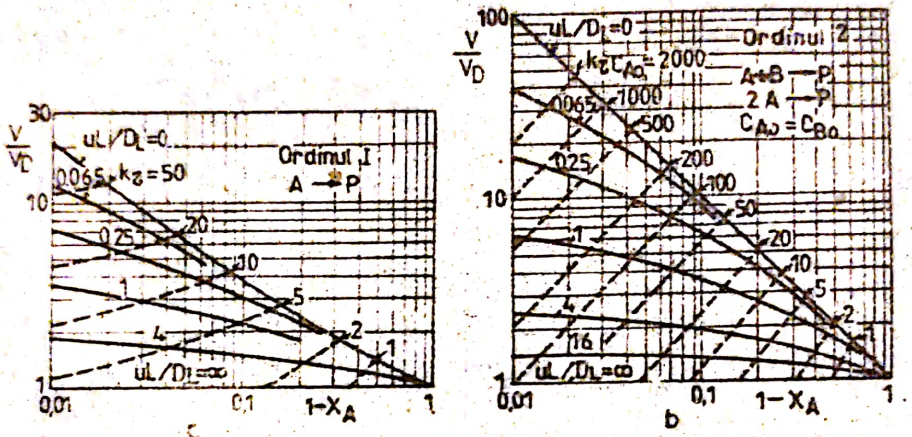



Fig.3.6- Comparație între volumul reactorului cu dispersie axială (V) și volumul reactorului cu deplasare totală ($V_D$) pentru reacții ireversibile de ordinul 1 (a) și pentru reacții ireversibile de ordinul 2 (b).

## Proiectarea sistemelor de reacții multiple

Pe lîngă dimensionarea reactoarelor, care se face în principiu la fel ca pentru reacții singulare, o problemă de o importanță deosebită pentru reacțiile multiple este distribuția produselor.

Dacă este impusă concentrația unei anumite specii de produs atunci, într-o primă fază a proiectării, se determină condițiile optime de realizare a acestui obiectiv, după care, în faza a doua, se determină dimensiunea reactorului.

Dat fiind faptul că dimensionarea a fost tratată, în cele ce urmează se dau în sinteză relațiile necesare și indicațiile pentru proiectarea distribuției produselor pentru diferite tipuri de reacții. De asemenea, în toate tratamentele care urmează în acest paragraf, se vor neglija variațiile de volum ($\varepsilon_A = 0$), ceea ce permite operarea cu relații în termeni de concentrații.

a) Reacții în paralel

Pentru reacțiile:

$$\begin{array}{l} A \longrightarrow R \\ A \longrightarrow S \\ \quad\vdots \\ A \longrightarrow V \end{array} \qquad (3.50)$$

concentrația produsului R în reactorul cu deplasare totală este

$$C_R = \int_{C_{Af}}^{C_{Ao}} \varphi_R \, dC_A \qquad (3.51)$$

iar în reactorul cu amestecare perfectă

$$C_R = \varphi_{Rf}(-\Delta C_A) = \varphi_{Rf}(C_{Ae} - C_{Af}) \qquad (3.52)$$

în care $\varphi_R$ este randamentul instantaneu, definit prin:

$$\varphi_R = \frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{dC_R}{dC_R + dC_S + \ldots + dC_V} \qquad (3.53)$$

iar indicele inferior se referă la condiţiile finale din reactorul cu amestecare perfectă (de la ieşire).

După cum rezultă din cele două ecuaţii care dau concentraţia la ieşirea din cele două tipuri de reacteare, se poate pune problema determinării condiţiilor în care concentraţia este maximă. In cazul reactorului cu deplasare totală aceasta este o integrală şi dacă $\varphi_R$ este o funcţie numai de $C_A$, concentraţia maximă se obţine cînd conversia reactantului A este maximă. In cazul reactorului cu amestecare perfectă, maximizarea concentraţiei lui R se poate realiza prin maximizarea funcţiei $C_R$.

$$C_{Rmax} = C_R(C_{As}) \qquad (3.54)$$

$C_{As}$ fiind soluţia ecuaţiei $dC_R/dC_A=0$.

b) Reacţii în serie

Pentru reacţii de tipul

$$A_1 \xrightarrow{k_1} A_2 \xrightarrow{k_2} A_3 \longrightarrow \cdots \xrightarrow{k_{n-1}} A_n \qquad (3.55)$$

de ordinul 1 în raport cu reactanţii, ecuaţiile care dau distribuţia produselor în timp în reactorul discontinuu sau cu deplasare totală (pentru $C_{A1}(0)=C_{A1e}$, $C_{Ai}(0)=0$) sînt:

$$C_{A1} = C_{Ae}e^{-k_1 t} \qquad (3.56)$$

$$C_{An} = C_{Ae}\prod_{i=1}^{n-1} ki \sum \frac{e^{k_j t}}{\prod_{\substack{e=1 \\ e\neq j}}^{n}(ke - kj)}, \quad n \geq 2 \qquad (3.57)$$

Dacă $k_1 = k_2 = \ldots = k_n = k$, ecuaţiile de mai sus devin:

$$C_{A1} = C_{A1e}e^{-kt} \qquad (3.58)$$

$$C_{An} = C_{A1e}\frac{(kt)^{n-1}}{(n-1)!}e^{-kt}, \quad n \geq 2 \qquad (3.59)$$

Condiţiile în care $C_{An}$ este maxim se determină în mod obişnuit, rezultînd:

$$t_{optim} = \frac{n-1}{k}, \quad C_{Rmax} = C_{Ae}\frac{(n-1)^{n-1}}{(n-1)!}e^{1-n} \qquad (3.60)$$

In reactorul cu amestecare perfectă avem:

$$C_{A1} = \frac{C_{A1e}}{(1 + k_1 \tau)} \tag{3.61}$$

$$C_{An} = \frac{C_{A1e}\,\tau}{(1 + k_n \tau)} \prod_{i=1}^{n-1} \frac{k_i}{(1 + k_i \tau)} \tag{3.62}$$

c) Reacţii serie-paralel

Dacă se consideră reacţiile:

$$\begin{cases} A_1 + B \xrightarrow{k_1} A_2 \\ A_2 + B \xrightarrow{k_2} A_3 \\ \cdots\cdots\cdots\cdots \\ A_{n-1} + B \xrightarrow{k_{n-1}} A_n \end{cases} \tag{3.63}$$

Sistemul de ecuaţii cinetice pentru reacţii de ordinul 2 este:

$$\begin{cases} \dfrac{dA_1}{dt} = -k_1 A_1 B & (3.64) \\ \dfrac{dA_2}{dt} = k_1 A_1 B - k_2 A_2 B & (3.65) \\ \cdots\cdots\cdots\cdots \\ \dfrac{dA_n}{dt} = k_{n-1} A_{n-1} B - k_n A_n B & (3.66) \end{cases}$$

în care prin $A_i$ şi B am notat concentraţiile speciilor $A_i$ şi B.

Dacă se introduce noua variabilă de timp $\tau$, timpul redus sau contractat, rezultă un sistem liniar:

$$\begin{cases} \dfrac{dA_1}{d\tau} = -k_1 A_1 & (3.67) \\ \cdots\cdots\cdots \\ \dfrac{dA_n}{d\tau} = k_{n-1} A_{n-1} - k_n A_n \,, \quad n \geq 2 & (3.68) \end{cases}$$

în care $\tau = \int_0^t B\, dt$ (3.69)

Deci problema este aceeaşi ca în cazul reacţiilor în serie cu singura deosebire că variabila timp t (real) este înlocuită cu timpul contractat $\tau$. Pentru a realiza corespondenţa $t \longleftrightarrow \tau$ se procedează astfel, pentru cazul $k_1 = k_2 = \ldots = k_n = k$:

$$\frac{dB}{dt} = -k\,B\sum A_i = -k\,B\,A_{1o} \qquad (3.70)$$

$$B = B_o e^{-kA_{1o}t} \qquad (3.71)$$

Inlocuind în (3.69), rezultă:

$$\tau = \int_0^t B_o e^{-kA_{1o}t}\,dt = \frac{B_o}{k\,A_{1o}}\,(1 - e^{kA_{1o}t}) \qquad (3.72)$$

Durata de timp în care se transformă complet reactantatul A este

$$\tau_\infty = \lim_{t\to\infty} \tau = \frac{B_o}{k\,A_{1o}} \qquad (3.73)$$

Consideraţiile de mai sus pot fi utilizate şi pentru proiectarea unor sisteme de polimerizare dacă se consideră că B≡M, M fiind concentraţia iniţială a centrilor activi care determină propagarea lanţurilor. De asemenea, acestea sînt valabile în cazul în care procesul de iniţiere este foarte rapid şi întreruperea lanţurilor se realizează cu viteză foarte mică (polimerizare vie).

Proiectarea reactoarelor neizoterme

Pentru proiectarea reactoarelor neizoterme este necesar să se cunoască graficul de variaţie a temperaturii cu conversia, pentru a putea rezolva ecuaţiile caracteristice sau de proiectare. Astfel, pentru reactorul cu deplasare totală neizoterm, ecuaţia de proiectare este:

$$\frac{V}{F_{jo}} = \frac{\tau}{C_{jo}} = \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{-r_j(x_j,T)} \qquad (3.74)$$

Dacă reactorul este operat adiabatic, avem:

$$\frac{V}{F_{jo}} = \frac{\tau}{C_{jo}} = \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{-r_j(x_j,\ T(x_j)_{ad})} \qquad (3.75)$$

$T(x_j)_{ad}$ fiind funcţia temperaturii dedusă din ecuaţia adiabatei sau liniei de operare adiabată.

$$x_j = \frac{\rho c_p}{(-\Delta H_r)C_{jo}}\,\Delta T \longrightarrow T_{ad} = T_o + x_j\left(\frac{-\Delta H_r}{\rho c_p}\right)C_{jo} + 273 \qquad (3.76)$$

în care $T_o$ este temperatura la intrarea în reactor, la $x_j=0$;
$T_{ad}$ - temperatura (K) la conversia $x_j$;
$H_r$ - căldura de reacţie; $c_p$ - căldura specifică a amestecului de reacţie.

Ecuaţia de mai sus este valabilă pentru sistemele în care căldura de reacţie nu variază cu temperatura, altfel trebuie să se utilizeze ecuaţia generală a liniei de operare adiabatică

$$x_j = \frac{c_p'}{-\Delta H_{rf}}\Delta T = \frac{c_p'}{-\Delta H_{ri} - (c_p'' - c_p')\Delta T}\cdot\Delta T \qquad (3.77)$$

în care $c_p'$ şi $c_p''$ sînt căldurile specifice ale amestecului nereacţionat şi complet reacţionat, iar $-\Delta H_{ri}$ - căldura de reacţie la temperatura de la intrarea în reactor.

Pentru un reactor adiabat în care are loc o reacţie de un ordin oarecare ecuaţia de proiectare devine:

$$\frac{V}{F_{jo}} = \frac{\tau}{C_{jo}} = \frac{1}{C_{jo}^n}\int_0^{x_{jf}} \frac{(1+\varepsilon_j x_j)^n}{k_o(1-x_j)^n \exp\left\{-E/R\left[T_o + x_j(-\Delta H_r/c_p)+273\right]\right\}}\,dx_j \qquad (3.78)$$

Dat fiind domeniul limitat de variaţie a conversiei, integrala de mai sus se efectuează comod pe cale numerică.

In cazul unei linii de operare oarecare, ecuaţia de proiectare este:

$$\frac{V}{F_{jo}} = \frac{\tau}{C_{jo}} = \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{-r_j(x_j, T(x_j))} \qquad (3.79)$$

în care $T(x_j)$ este funcţia liniei de operare oarecare.

Pentru reacţii exoterme reversibile există o linie de operare adiabată optimă, adică pentru care volumul reactorului este minim. Acest volum se poate afla pe cale numerică prin rezolvarea ecuaţiei de proiectare pentru mai multe valori ale temperaturii de intrare $T_o$. Spre exemplu, pentru reacţii de ordinul 1 :

$$\frac{V}{F_{jo}} = \frac{\tau}{C_{jo}} = \frac{1}{C_{jo}}\int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{k_{1o}(1-x_j)\exp(-E_1/RT(T_o)) - k_{2o}x_j\exp(E_2/RT(T_o))} \qquad (3.80)$$

în care $T(T_o) = T_o + x_j(-\Delta H_r/c_p)+273.$ (3.81)

Pentru reactorul ideal discontinuu durata reacţiei se determină în mod similar:

$$t = C_{jo}\int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{-r_j(x_j, T)} \qquad (3.82)$$

Regimul termic al reactoarelor

Cunoaşterea regimului termic al reactoarelor este utilă pentru motive cum sînt:

1) determinarea regimului termic optim, adică a regimului care realizează volumul minim de reactor, durata minimă a reacţiei, maximizarea producţiei etc.;

2) simularea comportării reactoarelor în vederea studierii influenţei unor factori sau pentru determinarea unor dinamici deosebite ( dificil sau periculos de realizat pe instalaţiile reale);

3) determinarea condiţiilor de stabilitate şi instabilitate a reactoarelor.

Reactorul ideal discontinuu. Dinamica unui reactor discontinuu în care are loc o reacţie singulară este descrisă de sistemul de ecuaţii diferenţiale, cu condiţiile iniţiale ataşate:

$$\begin{cases} \dfrac{dx_j}{dt} = \dfrac{1}{C_{jo}}(-r_j(x_j,T)) \quad , & x_j(0) = x_{jo} \qquad (3.83) \\ \dfrac{dT}{dt} = \dfrac{(-\Delta H_{rj})(-r_j(x_j,T))}{\rho c_p} - \dfrac{Q_T + Q_p - Q_{ag}}{m.c_p} \quad , & T(0)=T_o \qquad (3.84) \end{cases}$$

Pentru reacţii multiple sistemul este format de r+1 ecuaţii, astfel:

$$\begin{cases} \dfrac{df_i}{dt} = (-r_i(f_1, f_2, \ldots, f_r, T)) \quad , \; i=1,2,\ldots,r \qquad (3.85) \\ \dfrac{dT}{dt} = \dfrac{\sum(-\Delta H_{ri})(-r_i)}{\rho c_p} - \dfrac{Q_T + Q_p + Q_{ag}}{m.c_p} \qquad (3.86) \end{cases}$$

în care $Q_T$ - debitul căldurii transferate de la mediul de reacţie; $Q_p$ - pierderile de căldură din sistemul reactorului spre mediul înconjurător; $Q_{ag}$ - puterea sistemului de agitare disipată în mediul de reacţie sub formă de căldură; m-masa mediului de reacţie; T - temperatura mediuluimde reacţie; $C_{jo}$ - concentraţia iniţială a speciei j din mediul de reacţie; $c_p$ - căldura specifică a mediului de reacţie; $\rho$ - densitatea mediului; $-r_j$ - funcţia viteză de reacţie în raport cu reactantul j; - $\Delta H_r$ - efectul termic al reacţiei raportat la reactantul j; $f_i$ - gradul de avansare a reacţiei.

Căldura transferată de la mediul de reacţie este, în general:

$$Q_T = Q_{Tm} + Q_{Ts} + Q_{Tc} \qquad (3.87)$$

în care $Q_{Tm}$ - căldura transferată agentului termic din manta; $Q_{Ts}$ - căldura transferată agentului termic prin suprafeţele suplimentare de schimb de căldură din interiorul (serpentine, spărgătoare de val răcite etc.) sau exteriorul reactorului şi $Q_{Tc}$ - căldura schimbată în condensatorul exterior. Fiecare termen al ecuaţiei (3.87) se utilizează pentru calculul suprafeţelor de schimb de căldură

$$A_i = \frac{Q_{Ti}}{K_{Ti} \cdot \Delta T_{mi}} \quad , \; i = m, s, c \qquad (3.88)$$

Pentru calculul coeficienţilor totali de schimb de căldură se folosesc relaţiile date în paragraful referitor la transferul de căldură în reacteare.

Căldura pierdută $Q_p$ se poate calcula cu relaţia:

$$Q_p = \alpha_m A(T - T_m) \qquad (3.89)$$

în care $\alpha_m$ este coeficientul individual de transfer de căldură din partea mediului înconjurător ( $\alpha_2$ pentru aer), iar $T_m$ este temperatura mediului înconjurător. Căldura pierdută poate fi luată aproximativ 5% din căldura transmisă agentului termic din manta.

Puterea sistemului de agitare, disipată sub formă de căldură se ia în calcul numai pentru fluide foarte vîscoase şi la turaţii ridicate ale agitatorului.

Tipurile de comportări mai importante pentru acest reactor sînt analizate în continuare.

a) Regim izoterm - Se caracterizează prin:

$$\frac{dT}{dt}=0 \longrightarrow \frac{-\Delta H_{rj}}{\rho c_p}(-r_j(x_j,T)) = \frac{Q_T+Q_p+Q_{ag}}{m.c_p} = \frac{Q_s}{m.c_p} \qquad (3.90)$$

După cum se poate constata din analiza ecuaţiei de mai sus, viteza de reacţie scade în timp şi deci se realizează o scădere în timp a căldurii generate în sistem, ceea ce antrenează o variaţie a căldurii schimbate ($Q_s$) pentru menţinerea regimului izoterm. Aceasta se poate realiza numai cu un sistem de reglare automată a temperaturii (vezi capitolul automatizarea, reglarea temperaturii).

Debitul masic de agent termic ($M_a$) se determină din ecuaţia

$$M_a c_a (T_{af} - T_{ai}) = Q_T \qquad (3.91)$$

Pentru valori mari ale debitului, diferenţa de temperatură $T_{af} - T_{ai}$ este mică şi se poate scrie:

$$Q_T = K A (T_e - T_{am}) = K A \left(T_e - \frac{T_{af}+T_{ai}}{2}\right) \Longrightarrow$$

$$Q_T = \frac{1}{\frac{1}{k.A}+\frac{1}{2M_a c_a}}(T_e - T_{ai}) \qquad (3.92)$$

şi deci variaţia căldurii transferate în timp se poate realiza prin variaţia în timp a temperaturii agentului termic la intrarea în manta prin adăugare de agent termic proaspăt (vezi capitolul automatizare, reglarea temperaturii).

b) Regim adiabat ($Q_s=0$)

In aceste condiţii sistemul de ecuaţii diferenţiale (3.83) (3.84) devine

$$\begin{cases} \dfrac{dx_j}{dt} = \dfrac{-r_j(x_j,T)}{C_{je}} \\ \dfrac{dT}{dt} = \dfrac{(-\Delta H_{rj})}{\rho c_p}(-r_j(x_j,T)) \end{cases} \qquad (3.93)$$

Eliminînd expresia vitezei de reacţie din cele două ecuaţii se obţine, după integrare

$$dT = \frac{(-\Delta H_{rj})}{\rho c_p} C_{je} dx_j \Longrightarrow T_{ad} = T_e + \frac{(-\Delta H_{rj})C_{je}}{\rho c_p} x_j \qquad (3.94)$$

care este ecuaţia liniei de operare adiabată. Pentru conversie maximă se obţine temperatura maximă adiabată $T_a$

$$T_a = T_e + \frac{(-\Delta H_{rj})C_{je}}{\rho c_p} = T_e + \Delta T_{ad} \qquad (3.95)$$

în care $\Delta T_{ad}$ este factorul adiabatic (vezi ec.(3.76)). Relaţia (3.94) este ecuaţia liniei de operare adiabată şi reprezintă graficul de temperatură în funcţie de conversie, putînd fi utilizată pentru integrarea ecuaţiei caracteristice a reactorului discontinuu în condiţii neizoterme (ec.(3.75)).

c) Regim neizoterm-neadiabat. Comportarea reactorului este descrisă de sistemul (3.83)-(3.84) de ecuaţii diferenţiale, care poate fi scris în forma:

$$\begin{cases} \dfrac{dx_j}{dt} = f_1(x_j, T) \\ \dfrac{dT}{dt} = f_2(x_j, T) \end{cases} \qquad (3.96)$$

Integrarea acestui sistem neliniar se realizează folosind metodele de integrare numerică (Euler, Runge-Kutta etc.).

In cazul unor procese puternic exoterme cum sînt polimerizarea clorurii de vinil, polimerizarea etenei la presiune ridicată, pentru descrierea dinamicii acestora şi a realizării unui control eficient al regimului termic (indiferent de tipul de reactor) este necesar ca, pe lîngă ecuaţiile care rezultă din caracteristica dinamică şi bilanţul termic, să se considere şi ecuaţia caracteristică a sistemului de reglare şi bilanţul termic pentru agentul termic.

Determinarea graficului optim de temperatură constă în determinarea graficului de temperatură $T=f(x_j)$ care să minimizeze durata reacţiei sau volumul reactorului.

$$t = C_{je}\int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{-r_j(x_j,T)} = C_{je}\int_0^{x_{jf}} F(x_j,T)dx_j \qquad (3.97)$$

Condiţia ca funcţionala t să fie minimă este:

$$F'_T(x_j,T) = \frac{\partial}{\partial T}\left[\frac{1}{-r_j(x_j,T)}\right] = 0 \qquad (3.98)$$

Pentru reacţii reversibile de ordinul 1 $A \rightleftharpoons R$, cu $-r_a = k_1C_A - k_2C_R = k_{o1}\exp(-E_1/RT)C_{Ae}(1-x_A) - k_{o2}\exp(-E_2/RT)C_{Ao}x_A$, condiţia (3.98) conduce la ecuaţia

$$T_{opt} = \frac{E_2 - E_1}{R \ln\left[\dfrac{E_2 k_{o2} x_A}{E_1 k_{o1}(1-x_A)}\right]} \qquad (3.99)$$

care reprezintă locul geometric al punctelor de viteză de reacţie maximă în planul $x_A - T$ (vezi fig.3.1). Ecuaţia (3.99) poate

fi scrisă în forma

$$T_{opt} = \frac{A_1}{\ln(A_2 \cdot A_3)} \qquad (3.100)$$

în care $A_1 = (E_2 - E_1)/R$ , $A_2 = k_{o2}E_2/k_{o1}E_1$ , iar $A_3 = f(x_A)$ şi care depinde de cinetica reacţiei, astfel:

- Reacţii de ordinul 1, de tipul $A \rightleftharpoons R$

$$A_3 = \frac{x_A}{1-x_A} \qquad (3.101)$$

- Reacţii de ordinul 2, de tipul $A+B \rightleftharpoons R+S$

$$A_3 = \frac{x_A^2}{(1-x_A)(M-x_A)} \qquad (3.102)$$

- Reacţii de ordinul 2, de tipul $A \rightleftharpoons R+S$

$$A_3 = \frac{C_{Ao}x_A^2}{(1-x_A)} \qquad (3.103)$$

- Reacţii de ordinul 2, $A+B \rightleftharpoons R$

$$A_3 = \frac{x_A}{C_{Ao}(1-x_A)(M-x_A)} \qquad (3.104)$$

în care $M = C_{Bo}/C_{Ao}$

Reactorul cu deplasare totală

Pentru o reacţie singulară, modelul dinamic este

$$\begin{cases} \dfrac{dx_j}{dz} = \dfrac{\pi D^2}{4 M_m} (-r_j(x_j,T)) & (3.105) \\ \dfrac{dT}{dz} = \dfrac{\pi D^2(-\Delta H_{rj})}{4 M_m \cdot c_p} (-r_j(x_j,T)) - \dfrac{\pi D K}{M_m \cdot c_p}(T - T_a) & (3.106) \\ \dfrac{dT_a}{dz} = \dfrac{\pi D K}{M_{ma} c_{pa}} (T - T_a) - \dfrac{\pi D_M}{M_{ma} \cdot c_{pa}} q_p & (3.107) \end{cases}$$

Pentru sisteme cu densitate constantă, în locul ecuaţiei (3.105) se poate utiliza ecuaţia caracteristică în termeni de concentraţie

$$\frac{dC_j}{dz} = -\frac{\pi D^2}{4 M_v} (-r_j(C_j,T)) \qquad (3.105')$$

Pentru reacţii multiple sistemul de ecuaţii diferenţiale care descrie comportarea dinamică este:

$$\begin{cases} \dfrac{dC_j}{dz} = \dfrac{\pi D^2}{4 M_V} (-r_j(C_1, C_2, \ldots, C_r, T)) , \quad j=1,\ldots,r \\ \dfrac{dT}{dz} = \dfrac{\pi D^2}{4 M_m \cdot c_p} \sum (-\Delta H_{ri})(-r_i) - \dfrac{\pi D K}{M_m \cdot c_p} (T - T_a) \\ \dfrac{dT_a}{dz} = \dfrac{\pi D K}{M_{ma} c_{pa}} (T - T_a) - \dfrac{\pi D_m}{M_{ma} c_{pa}} q_p \end{cases} \qquad (3.108)$$

In ecuaţiile de mai sus, z este distanţa de la intrarea în reactor ($0 < z \leq L$, L fiind lungimea reactorului); D - diametrul reactorului; $M_m$ - debitul masic al amestecului de reacţie; $c_p$ - căldura specifică a amestecului de reacţie; K - coeficientul total de transfer de căldură de la amestecul de reacţie la fluidul care circulă prin manta; T - temperatura amestecului de reacţie la distanţa z; $T_a$ - temperatura agentului termic; $M_{ma}$ - debitul masic de agent termic care circulă prin manta; $c_{pa}$ e căldura specifică a agentului termic; $D_m$ - diametrul mantalei reactorului; $q_p$ - fluxul de căldură pierdută prin manta, raportat la unitatea de suprafaţă.

a) Regim izoterm

In acest caz ecuaţia (3.105) devine ecuaţia caracteristică a reactorului în condiţii izoterme iar bilanţul caloric devine:

$$(-\Delta H_{rj})(r_j(x_j, T)) = \frac{4K}{D} (T - T_a) = \frac{KP}{S} (T - T_a) \qquad (3.109)$$

în care P este perimetrul reactorului, iar S - secţiunea acestuia perpendiculară pe axa longitudinală (secţiunea de curgere).

Dat fiind faptul că viteza de reacţie variază de-a lungul reactorului, se va înregistra o variaţie a încărcării termice. De aceea, pentru a satisface relaţia (3.109) este necesar fie să se realizeze o circulaţie în contracurent a agentului termic şi a mediului de reacţie, sau să se segmenteze suprafaţa de schimb de căldură, fiecare segment putînd fi alimentat cu agent termic la temperatură diferită.

b) Regim adiabat

Căldura transferată este nulă şi ec.(3.105-107) devin:

$$\begin{cases} \dfrac{dx_j}{dz} = \dfrac{\pi D^2}{4 M_m} (-r_j(x_j, T)) \\ \dfrac{dT}{dz} = \dfrac{\pi D^2}{4} \dfrac{(-\Delta H_{rj})(-r_j(x_j, T))}{M_m \cdot c_p} \end{cases} \qquad (3.110)$$

sistem care se rezolvă în general numeric, după cum s-a arătat şi la reactorul discontinuu. Eliminarea vitezei de reacţie din cele două ecuaţii conduce la ecuaţia liniei de operare adiabată care permite dimensionarea reactorului prin calcul numeric, aşa cum s-a arătat la începutul paragrafului.

Scanned with OKEN Scanner

c) Regim neadiabat-neizoterm

Comportarea reactorului este descrisă de ecuaţiile (3.105-3.107) sau (3.108), care se integrează aşa cum s-a arătat la sistemul (3.96), la reactorul discontinuu.

Reactorul cu amestecare perfectă

In cazul regimului nestaţionar, modelul reactorului este format din ecuaţia caracteristică în condiţii dinamice şi ecuaţia bilanţului termic. Astfel, pentru o reacţie singulară avem:

$$\begin{cases} \dfrac{dC_j}{dt} = \dfrac{C_{j0} - C_j}{\tau} - (-r_j(C_j,T)) \\ \dfrac{dT}{dt} = \dfrac{T_0 - T}{\tau} + \dfrac{(-\Delta H_{rj})}{\rho c_p}(-r_j(x_j,T)) - \dfrac{K A}{V \rho c_p}(T - T_0) - \dfrac{(Q_p - Q_{ag})}{V \rho c_p} \end{cases} \quad (3.111)$$

iar pentru reacţii multiple, bilanţul termic este:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{T_0 - T}{\tau} + \frac{\sum(-\Delta H_{ri})(-r_i)}{\rho c_p} - \frac{K A}{V \rho c_p}(T - T_a) - \frac{Q_p - Q_{ag}}{V \rho c_p} \quad (3.112)$$

în care $\tau$ este durata de staţionare ( $\tau = V/M_V$); $T_0$ - temperatura amestecului de reacţie la intrarea în reactor; $T$ - temperatura în reactor; $T_a$ - temperatura agentului termic din manta; $Q_p$ - pierderile de căldură; $Q_{ag}$ - puterea sistemului de agitare disipată sub formă de căldură în mediul de reacţie (numai în cazul fluidelor foarte vîscoase şi la turaţii mari ale dispozitivului de agitare); $-\Delta H_{ri}$ - efectul termic al reacţiei i; A - suprafaţa de transfer de căldură; V - volumul reactorului.

Dintre comportările tipice, considerăm următoarele:

a) Alimentarea la temperatura din reactor în regim staţionar.

In aceste condiţii ecuaţia caracteristică fiind decuplată de ecuaţia bilanţului termic, se poate rezolva independent pentru determinarea conversiei şi vitezei de reacţie finale. Apoi, cu ajutorul ecuaţiei de bilanţ termic, care se simplifică la

$$(-\Delta H_{rj})V(-r_j(x_j,T_0)) = K A (T_0 - T_a) \quad (3.113)$$

se pot efectua unele calcule termice cum ar fi determinarea suprafeţei de schimb de căldură (cînd se cunoaşte temperatura agentului termic)

b) Regim adiabat

Eliminarea vitezei de reacţie între cele două ecuaţii conduce la ecuaţia adiabatei care, la intersecţia cu conversia finală, determină punctul de operare adiabată a reactorului.

Reactorul autoterm

Reactoarele în care căldura de reacţie este utilizată pentru încălzirea amestecului de reacţie la temperatura de regim se numesc reactoare autoterme. Transferul de căldură se poate realiza direct, ca în reactorul cu amestecare perfectă, sau indi-

rect, prin încălzirea reactanţilor într-un schimbător de căldură cu ajutorul amestecului de reacţie cald care iese din reactor (la reactorul cu deplasare totală)

Reactorul cu amestecare perfectă autoterm. Amestecarea mediului de reacţie fiind perfectă, curentul de reactanţi introdus în reactor se încălzeşte practic instantaneu la temperatura T din reactor. Dacă se consideră proprietăţile fizice constante şi pentru reacţii singulare, în condiţii staţionare, sistemul (3.111) devine:

$$\begin{cases} \tau = \dfrac{C_{je}\, x_j}{-r_j(x_j,T)} \\ (-\Delta H_{rj})V(-r_j(x_j,T)) = M_m c_p (T - T_o) + K A (T - T_a) \end{cases} \qquad (3.114)$$

$$Q_g \qquad Q_{T1} \qquad Q_{T2} \qquad Q_T$$

Pentru deducerea sistemului de mai sus s-au neglijat pierderile de căldură şi puterea sistemului de agitare disipată în căldură. Soluţionarea sistemului de mai sus conduce la obţinerea parametrilor de operare $(x_j, T)$ în condiţii staţionare. Aceasta se poate realiza pe cale numerică sau grafică. Cea de a doua modalitate constă în trasarea graficelor $Q_g(T)$ şi $Q_T(T)$, la intersecţia acestora obţinîndu-se temperaturile de operare. Apoi, din ecuaţia (3.11$\frac{1}{2}$) se determină conversia din reactor. Procedeul este ilustrat în figura 3.7.

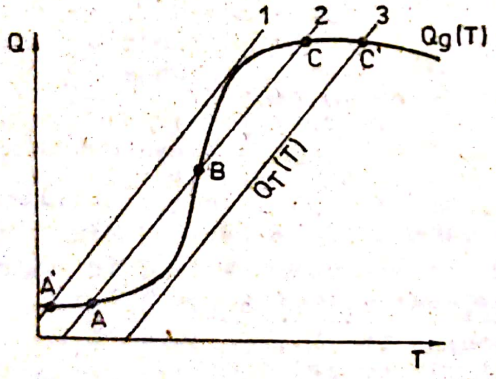



Fig.3.7. Stări staţionare ale reactorului cu amestecare perfectă.

După cum rezultă din analiza ecuaţiei bilanţului termic, căldura transferată este o funcţie liniară de temperatura T cu tăietura $-(M_m c_p T_o + K A T_a)$ şi panta $(M_m c_p + K A)$

In general, pentru reacţii singulare sînt posibile mai multe situaţii, după cum rezultă din figura de mai sus.

- dacă transferul de căldură este foarte eficient (K şi/sau A mare) şi debitul este mare, operarea se realizează la temperatură şi conversie redusă cu posibilitatea existenţei unui singur punct (A') sau a trei puncte de operare (A,B,C);
- dacă debitul este mic se poate realiza operarea la temperatură ridicată (C') în condiţiile existenţei unui singur punct staţionar;
- în poziţia intermediară sînt posibile trei puncte staţionare (A,B,C).

Pentru sistemele de reacţii multiple sînt posibile mai mult de trei puncte staţionare, pentru reacţiile în serie numărul punctelor staţionare posibile fiind cel mai mare.

Dintre toate punctele staţionare numai unele sînt stabile (după A.Liapunov "un sistem este stabil, dacă, la aplicarea unei perturbaţii, el revine la starea sa iniţială dacă perturbaţia este îndepărtată") şi anume acelea pentru care se îndeplineşte condiţia:

$$\frac{dQ_g}{dT} < \frac{dQ_T}{dT} \qquad (3.115)$$

cum sînt punctele A şi C, spre deosebire de B.

Reactorul cu deplasare totală autoterm. Operarea autotermă a reactorului cu deplasare totală se poate realiza numai prin recircularea externă şi transferul indirect de căldură, datorită lipsei recirculării interne din acest tip de reactor. Configuraţia sistemului reactor-schimbător de căldură şi variaţia temperaturii în curentul direct şi cel recirculat sînt redate în figura 3.8.

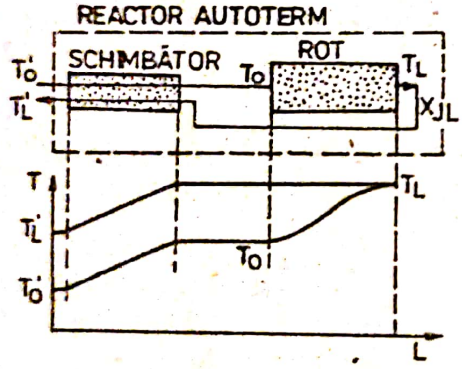



Fig.3.8. Reactorul cu deplasare totală autoterm.

Reactorul cundeplasare totală funcţionează în acest caz în regim adiabat astfel încît eliminarea vitezei de reacţie din ecuaţiile (3.110) conduce la ecuaţia liniei de operare adiabatică, similară cu ecuaţia (3.94), adică:

$$T_{aL} = T_L = T_o + \Delta T_{ad} x_{jL} \qquad (3.116)$$

în care $x_{jL}$ este conversia care poate fi determinată din ecuaţia caracteristică a reactorului cu deplasare totală în regim neizoterm adiabat, ec.(3.95), dacă se cunoaşte $\tau = V/M_V$.

Din bilanţul termic al schimbătorului de căldură în condiţii staţionare şi potenţial termic constant avem:

$$M_m c_p (T_o - T'_o) = K_s A_s (T_L - T_o) \qquad (3.117)$$

în care $K_s$ şi $A_s$ sînt coeficientul total de transfer şi suprafaţa de schimb de căldură a schimbătorului. Prin eliminarea diferenţei de temperatură $(T_L - T_o)$ între cele două ecuaţii de mai sus, se obţine:

$$T_o - T'_o = \Delta T_{ad} \cdot x_{jL} \frac{K_s A_s}{M_m c_p} \qquad (3.118)$$

Deci creşterea temperaturii afluentului este proporţională cu creşterea temperaturii din reactor, factorul de proporţionalitate $(K_s A_s / M_m c_p)$ fiind mai mare ca 1.

Membrul stîng al ecuaţiei (3.118) este proporţional cu căldura schimbată, iar cel drept este proporţional cu căldura generată în reactor, deci această ecuaţie permite determinarea punctelor de operare staţionare, întocmai ca ec.(3.114), de la reactorul cu amestecare perfectă autoterm. Deci şi în acest caz se poate utiliza metoda grafică de determinare a punctelor staţionare de operare, cum se vede în figura 3.9.

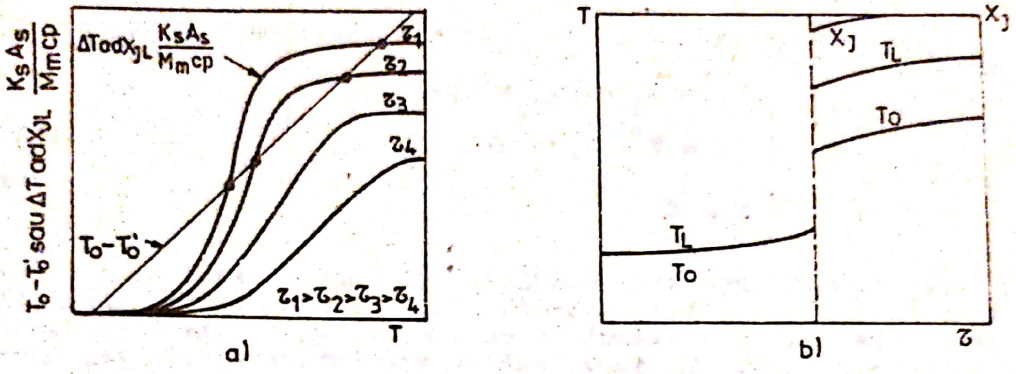



Fig.3.9. Condiţiile de operare ale unui reactor cu deplasare totală autoterm (a) şi dependenţa acestora de durata de staţionare (b).

După cum rezultă din figurile de mai sus, condiţiile stabile de operare la conversii mari sînt posibile numai peste o anumită valoare a duratei de staţionare. La durate mai mici, sensibilitatea reactorului la variaţiile de debit este mult mai mare. Creşterea excesivă a debitului volumic (reducerea lui $\tau$) determină "stingerea reacţiei" la o anumită valoare a acestuia. Amorsarea reacţiei este posibilă în acest caz numai prin încălzirea afluentului cu sursă externă de căldură (de exemplu prin introducerea aburului în schimbătorul de căldură o perioadă de timp pînă cînd temperatura amestecului creşte suficient pentru a realiza startul sau amorsarea reacţiei).

Stabilitatea stării staţionare

In continuare se va considera stabilitatea reactoarelor în condiţiile unor perturbaţii mici, pentru perturbaţii mari fiind necesară rezolvarea sistemului de ecuaţii dinamice pentru fiecare caz în parte pentru a simula evoluţia reactorului.

Să consuderăm în continuare problema stabilităţii stării staţionare pentru reactorul cu amestecare perfectă. Sistemul de ecuaţii dinamice (3.111) în termeni de conversie şi temperatură, pentru reacţii singulare devine (neglijînd pierderile şi disiparea calorică a puterii agitatorului):

$$\begin{cases} \tau \dfrac{dx_j}{dt} = -x_j + \dfrac{\tau}{c_{jo}} (-r_j(x_j,T)) \\ \tau \dfrac{dT}{dt} = T_o - T + \dfrac{\tau \Delta T_{ad}}{c_{jo}} (-r_j(x_j,T)) - Q_T(T) \end{cases} \qquad (3.119)$$

în care $Q_T(T) = \frac{K\,A\,(T-T_a)}{M_m \cdot c_p}$ și $\Delta T_{ad}$ este factorul adiabatic.

Valorile parametrilor de operare $x_j$ și T în condiții staționare rezultă astfel:

$$\frac{d}{dt}\begin{bmatrix} x_j \\ T \end{bmatrix} = 0 \longrightarrow \begin{bmatrix} x_{js} \\ T_s \end{bmatrix}$$

Notînd abaterile de la valorile staționare și timpul adimensional prin:

$$\begin{cases} x_1 = x_j - x_{js} = \Delta x_j \\ x_2 = T - T_s = \Delta T_s \\ \theta = \frac{t}{\tau} \end{cases} \qquad (3.120)$$

și după liniarizarea sistemului(3.119) (prin dezvoltarea în serie Taylor în jurul stăriistaționare și reținerea numai a termenilor liniari) se obține sistemul de ecuații diferențiale care descrie dinamica sistemului în jurul stării staționare pentru perturbații mici:

$$\begin{cases} \frac{dx_1}{d\theta} = -\left(1 - \frac{\tau}{C_{jo}}\left(\frac{\partial(-r_j)}{\partial x_j}\right)_s\right)x_1 + \frac{\tau}{C_{jo}}\left(\frac{\partial(-r_j)}{\partial T}\right)_s x_2 \\ \frac{dx_2}{d\theta} = \frac{\tau\cdot\Delta T_{ad}}{C_{jo}}\left(\frac{\partial(-r_j)}{\partial x_j}\right)_s x_1 - \left[1 - \frac{\tau\cdot\Delta T_{ad}}{C_{jo}}\left(\frac{\partial(-r_j)}{\partial T}\right)_s + \left(\frac{dQ_T}{dT}\right)_s\right] x_2 \end{cases} \qquad (3.121)$$

Sistemul (3.121) poate fi scris în forma:

$$\begin{cases} \frac{dx_1}{d\theta} = b_{11}x_1 + b_{12}x_2 \;, \quad x_1(0) = x_{1o} \\ \frac{dx_2}{d\theta} = b_{21}x_1 + b_{22}x_2 \;, \quad x_2(0) = x_{2o} \end{cases} \qquad (3.122)$$

sau

$$\frac{dX}{d\theta} = B.X \qquad (3.123)$$

Acum se poate formula condiția de stabilitate: Pentru ca sistemul reactorului să fie stabil în condițiile operării într-un punct staționar, valorile proprii ale matricei B, determinate prin rezolvarea sistemului liniar,

$$\det(B - I\lambda) = 0 \qquad (3.124)$$

trebuie să fie negative (dacă sînt reale) sau să aibă partea reală negativă (dacă sînt imaginare). Pentru aceasta următoarele condiții trebuie să fie satisfăcute:

$$\begin{cases} -(b_{11} + b_{22}) > 0 \\ b_{11}b_{22} - b_{12}b_{21} > 0 \end{cases} \qquad (3.125)$$

Dacă condiţiile de stabilitate sînt îndeplinite, ne interesează traiectoria sistemului pînă la amortizarea completă a perturbaţiei sau traiectoria în planul fazelor $(x_1-x_2)$ pînă în punctul de coordonate (0,0). Pentru aceasta este necesar să se rezolve sistemul liniar (3.123), ceea ce se poate realiza în general pe cale numerică. Se poate utiliza şi metoda bazată pe teorema lui Sylvester, dat fiind faptul că se cunosc valorile proprii şi dimensiunea matricei B este mică în general. Astfel:

$$x(t) = e^{B\theta}.X_0 = \sum M(\lambda_q) e^{\lambda_q \theta}.X_0 \qquad (3.126)$$

în care

$$M(\lambda_q) = \prod_{q \neq k} \frac{B - I\lambda_k}{\lambda_q - \lambda_k} \qquad (3.127)$$

B) Reactoare eterogene

In acest subcapitol se vor trata următoarele cazuri:

1) Reactoare gaz-lichid
2) Reactoare gaz-solid necatalitice
3) Reactoare catalitice

Pentru reactoarele lichid-lichid sînt valabile ecuaţiile de proiectare date în paragraful referitor la influenţa amestecării sau ecuaţiile de dimensionare similare cu cele utilizate la reactoarele gaz-lichid. Dificultăţile sînt determinate de evaluarea ecuaţiei de viteză pentru proces. De aceea pentru unele cazuri se poate considera reactorul lichid-lichid ca un reactor omogen.

1) Reactoare gaz-lichid - Acestea sînt reactoare pentru reacţii de tipul:

$$A(g) + b\,B(l) \longrightarrow P \qquad (3.128)$$

Determinarea ecuaţiei de viteză a procesului eterogen. Se vor considera următoarele cazuri:

I. Reacţia chimică instantanee
II. Reacţia chimică rapidă
III. Reacţia chimică lentă
IV. Reacţia chimică infinit lentă.

Pentru aprecierea interacţiunii între procesul de transformare (reacţie chimică) şi procesul de transfer de masă se introduce factorul de amplificare E, definit astfel:

$$E = \frac{\text{fluxul de reactant în prezenţa reacţiei}}{\text{fluxul de reactant în absenţa reacţiei}} \qquad (3.129)$$

Pentru aprecierea regimului cinetic se introduce parametrul conversiei în film M:

$$M = \frac{\text{debitul maxim de reactant transformat}}{\text{debitul maxim transportat prin difuzie}} \qquad (3.130)$$

In unele lucrări se mai utilizează modulul Hatta, Ha, relaţia între cei doi parametri fiind:

$$M = Ha^2 \qquad (3.131)$$

După cum se vede din relaţia de definiţie, dacă $M \gg 1$, reacţia se desfăşoară în filmul lichid, astfel încît aria interfacială este determinantă pentru proces. Pe de altă parte, dacă $M \ll 1$, reacţia se desfăşoară predominant în volumul de fluid, acesta devenind factorul determinant pentru procesul eterogen. Se mai pot considera şi relaţiile:

$M > 4$ , reacţia chimică instantanee sau rapidă;

$0{,}0004 < M < 4$ , reacţia chimică lentă

$M < 0{,}0004$ , reacţia chimică este infinit lentă.

In cele ce urmează se vor da ecuaţiile de viteză a procesului eterogen pentru cele patru cazuri.

I. Reacţia chimică instantanee

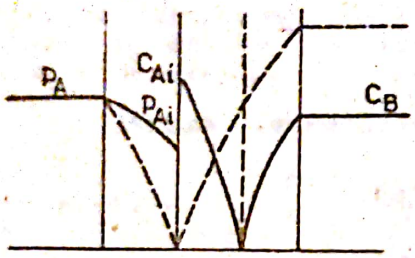



Fig.3.10

$$-r_A'' = \frac{\frac{D_{Bl}}{D_{Al}}\frac{C_B}{b} + \frac{p_A}{H_A}}{\frac{1}{H_A k_{Ag}} + \frac{1}{k_{Al}}} \qquad (3.132)$$

Dacă rezistenţa în filmul gazos este neglijabilă ($k_{Ag} = \infty$ şi $p_A = p_{Ai}$)

$$-r_A'' = k_{Al} C_{Ai}\left(1 + \frac{D_{Bl} \cdot C_B}{b D_{Al} \cdot C_{Ai}}\right) = k_{Al} \cdot C_{Ai} E \qquad (3.133)$$

Creşterea concentraţiei lui B deplasează zona de reacţie spre suprafaţa de separare a celor două filme (variaţia concentraţiei $C_B$ şi a presiunii parţiale $p_A$ reprezentate în fig.3.10 cu linie întreruptă). In aceste condiţii:

$$k_{Ag} p_A = \frac{k_{Bl}}{b} C_B \qquad (3.134)$$

Creşterea în continuare a concentraţiei $C_B$ nu mai afectează viteza procesului, acesta fiind determinat de rezistenţa în filmul de gaz, iar ecuaţia de viteză devine:

$$-r_A = k_{Ag} \cdot p_A \qquad (3.135)$$

Cu ajutorul ecuaţiei (3.134) se determină deci concentraţia critică a lui B, în funcţie de care se decide asupra utilizării relaţiei (3.132) sau (3.135).

II. Reacţia chimică rapidă. Pentru reacţii de ordinul 2, cu $-r_A = k \cdot C_A C_B$ , expresia generală a ecuaţiei de viteză a

procesului este:

$$-r_A'' = k_{Al} C_{Ai} E = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}} + \frac{H_A}{k_{Al} E}} \qquad (3.136)$$

Pentru calculul lui E vezi /18/.
Dacă $C_B$ este foarte mare (aproximativ constant), reacţia devine de pseudoordin 1 şi:

$$-r_A'' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}} + \frac{H_A}{\sqrt{D_{Al} k C_B}}} \qquad (3.137)$$

III. Reacţia chimică lentă . Dacă, se introduce un nou parametru

$$a = \frac{\text{aria interfacială}}{\text{volumul lichidului}} = \frac{S}{V} \qquad (3.138)$$

$$-r_A'' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}} + \frac{H_A}{k_{Al}} + \frac{H_A a}{k . C_B}} \qquad (3.139)$$

sau:

$$-r_A = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag} a} + \frac{H_A}{k_{Al} a} + \frac{H_A}{k . C_B}} \qquad (3.140)$$

IV. Reacţia chimică infinit lentă

$$-r_A = k . C_A . C_B \qquad (3.141)$$

Alegerea tipului de reactor

Principalele tipuri de reactoare gaz-lichid sînt schiţate în figura 3.11, iar în tabelul 3.9 sînt date unele din caracteristicile acestora.

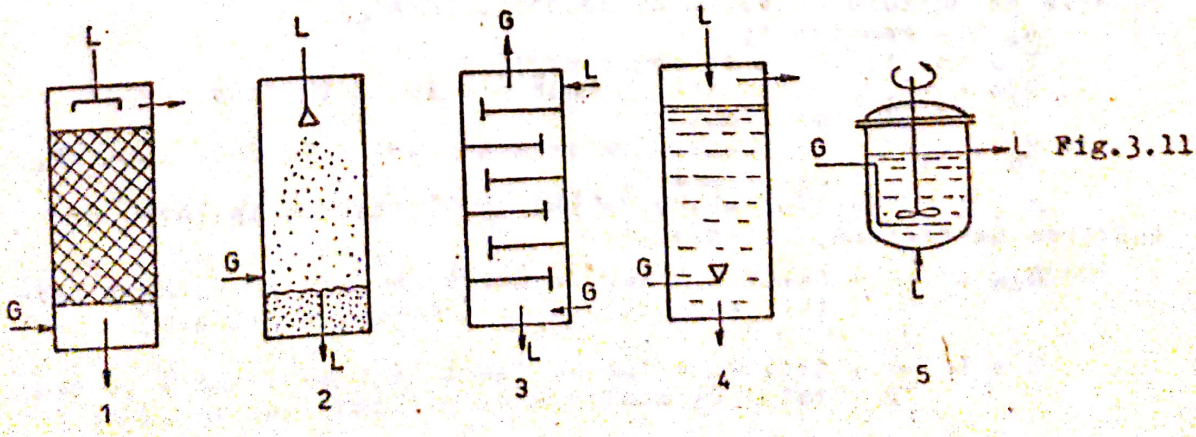



Fig.3.11

In fig.3.11 s-au reprezentat următoarele tipuri de reactoare gaz-lichid: 1-cu umplutură; 2-cu pulverizare; 3-cu talere; 4-cu barbotare; 5-cu agitare mecanică.

Tabelul 3.9. Principalele caracteristici ale reactoarelor gaz-lichid /2/

| Tipul de reactor | Aria interfacială/volum lichid $m^2/m^3$ | Aria interfacială/volum reactor $m^2/m^3$ | Volum lichid/volum reactor $m^3/m^3$ | Volum lichid/volum film |
|---|---|---|---|---|
| Reactor cu pulverizare | 1200 | 60 | 0,05 | 2 - 10 |
| Coloană cu umplutură | 1200 | 100 | 0,08 | 10 -100 |
| Coloană cu talere | 1000 | 150 | 0,15 | 40 -100 |
| Reactor cu agitare mecanică | 200 | 200 | 0,90 | 150 -800 |
| Reactor cu barbotare | 20 | 20 | 0,98 | 4000-10000 |

Criterii pentru alegerea tipului de reactor:
a) Regimul cinetic. După cum s-a mai arătat, în cazul unei reacţii instantanee sau rapide, este necesară o arie interfacială cît mai mare, de aceea se va alege un reactor cu pulverizare sau coloană cu umplutură. Pe de altă parte, în cazul unei reacţii lente sau infinit lente, se va alege un reactor cu agitare mecanică sau coloană cu barbotare, care oferă un mare volum de lichid.
b) Efectul termic. Se alege tipul de reactor care asigură un transfer de căldură eficient (reactor cu talere, cu pulverizare, cu agitare mecanică).
c) Formarea de precipitat. Nu se va alege un reactor cu umplutură care prezintă pericol de colmatare.

## Dimensionarea reactoarelor gaz-lichid tip coloană cu umplutură

Se utilizează următoarea nomenclatură:

$a$ - aria interfacială pe unitate de volum de reactor, $m^2/m^3_r$;

$f$ - fracţia de volum fază dispersă în care se desfăşoară reacţia pe unitate de volum de reactor, $m^3/m^3_r$;

A, B - reactanţi;

I - inert, agent de antrenare;

$Y_A = p_A/p_I$, concentraţia molară a lui A în faza gazoasă, mol A/mol I;

$X_A = C_A/C_I$, concentraţia molară a lui A în faza lichidă, mol A/mol I;

$G'$, $L'$ - debitul molar de gaz sau lichid pe unitatea de secţiune de coloană, $mol/h.m^2_r$;

$G = G' \frac{p_I}{p}$ - debitul molar de inert în faza gazoasă pe unitate de secţiune de coloană, $mol\ I/h.m^2_r$;

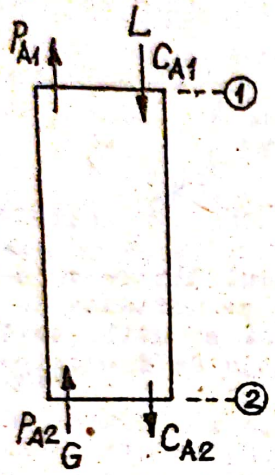
$L = L' \frac{C_I}{C_T}$ - debitul molar de inert în faza lichidă pe unitatea de secţiune de coloană, $mol\ I/h.m^2_r$;

$$p = p_A + p_B + \dots + p_I \quad \text{(în faza gazoasă)} \qquad (3.142)$$

$$C_T = C_A + C_B + \dots + C_I \quad \text{(în faza lichidă)} \qquad (3.143)$$

Reacţii rapide şi instantanee

Înălţimea unei coloane pentru transfer de masă, fără reacţie chimică este:




$$h = G.p \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{k_{Ag}a(p - p_A)^2(p_A - p_{Ai})} =$$

$$= L.C_T \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{k_{Ag}a(C_T - C_A)^2(C_{Ai} - C_A)} =$$

$$= G' \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{k_{Ag}a(p - p_A)(p_A - p_{Ai})} =$$

$$= L' \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{k_{Al}a(C_T - C_A)(C_{Ai} - C_A)} \qquad (3.144)$$

Pentru sisteme diluate ($C_A \ll C_T$) şi $p_A \ll p$), $L=L'$ şi $G=G'$

$$h = \frac{G}{p.k_{Ag}a} \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{p_A - p_{Ai}} = \frac{1}{C_T k_{Al} a} \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{C_{Ai} - C_A} \qquad (3.145)$$

In cazul transferului de masă cu reacţie chimică, ecuaţia de dimensionare este:

$$h = \frac{G}{a} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{(-r_A'')} = \frac{L}{b.a} \int_{X_{B2}}^{X_{B1}} \frac{dX_B}{(-r_A'')} \qquad (3.146)$$

în care:

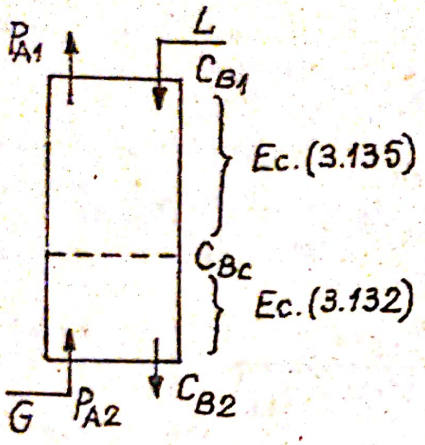
$$dY_A = d\left(\frac{p_A}{p}\right) = \frac{p dp_A - p_A dp}{p^2} \qquad (3.147)$$

$$dX_B = d\left(\frac{C_B}{C_I}\right) = \frac{C_I dC_B - C_B dC_I}{C_I^2} \qquad (3.148)$$

Pentru sisteme diluate ecuaţia (3.146) devine:

$$h = \frac{G}{p.a} \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{(-r_A'')} = \frac{L}{bC_T a} \int_{C_{B2}}^{C_{B1}} \frac{dC_B}{(-r_A'')} \qquad (3.149)$$

In ecuaţiile de proiectare de mai sus, $(-r_A')$ este expresia vitezei procesului. Este posibil ca pe o parte din coloană reacţia să se desfăşoare la interfaţă iar în continuare în filmul lichid. In aceste condiţii este necesar să se determine concentraţia critică cu relaţia (3.134) şi să se aplice pe cele două zone ecuaţiile (3.135) şi (3.132).




Reacţii lente

Înălţimea reactorului este dată de ecuaţia:

$$h = \frac{G}{f}\int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{(-r_A)} = \frac{L}{bf}\int_{X_{B2}}^{X_{B1}} \frac{dX_B}{(-r_A)} \qquad (3.150)$$

în care f este raportul dintre volumul fazei dispersate pe unitatea de volum de reactor. Dacă se utilizează reactanţi puri, ecuaţia de dimensionare devine:

$$h = \frac{G'H_A}{kfp}\int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{p_A \cdot C_B} = \frac{L'H_A}{k.f.C_T}\int_{C_{B2}}^{C_{B1}} \frac{dC_B}{p_A \cdot C_B} \qquad (3.151)$$

în care k este constanta vitezei de reacţie de ordinul 2 ($-r_A = k.C_A C_B$). Ecuaţia (3.151) poate fi integrată analitic dacă se scrie ecuaţia bilanţului de materiale:

$$C_B = C_T - \frac{G'C_T}{L'p}(p_A - p_{A1}) \qquad (3.152)$$

Rezultă în final:

$$h = \frac{-G'H_A}{f.C_T k\left[p + (G'/L')p_{A1}\right]} \ln \frac{p_{A1}\left[p - (G'/L')(p - p_{A1})\right]}{p^2} \qquad (3.153)$$

sau, în termeni de fracţii molare:

$$h = \frac{-G'H_A}{f.p.C_T k\left[1 + (G'/L')Y_{A1}\right]} \ln Y_{A1}\left[1 - (G'/L')(1 - Y_{A1})\right] \qquad (3.154)$$

în care $Y_{A1} = p_{A1}/p$.

Calculul diametrului coloanei

Diametrul coloanei cu umplutură se determină din debitul volumic al fazei continui $M_V$ :

$$D = \sqrt{\frac{4\,M_v}{\pi\, v_f}} \qquad (3.155)$$

în care $v_f$ este viteza fictivă a fazei continui:

$$v_f = (0{,}75 - 0{,}9)v_f \qquad (3.156)$$

$v_f$ fiind viteza de înec.

In cazul demistereler (rețele de fibre metalice, sticlă materiale plastice) viteza fictivă se calculează cu relația:

$$v_f = (0{,}75 - 0{,}8)V_1 \cdot v_{cr} \qquad (3.157)$$

în care $V_1$ este volumul liber sau fracția de goluri, iar $v_{cr}$ este viteza critică:

$$v_{cr} = K\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1}\ , \quad m/s \qquad (3.158)$$

în care $\rho_l$ , $\rho_v$ sînt densitățile lichidului și vaporilor sau gazului, iar K - o constantă depinzînd de particularitățile constructive ale coloanei. Astfel, pentru demistere metalice cu $V_1 = 0{,}98$, $K = 0{,}107$, iar pentru cele cu $V_1 = 0{,}9875$, $K = 0{,}122$. Viteza minimă acceptată pentru demistere este

$$v_{min} = 0{,}3\ v_{cr} \qquad (3.159)$$

In tabelul 3.10 se dau relațiile pentru umplutură cu corpuri de umplere.

Dimensionarea reactoarelor tip coloane cu talere

Considerînd reacții rapide de pseudoordinul 1, viteza procesului dată de relația (3.137), numărul de talere se poate determina grafic cu ajutorul ecuației:

$$C_{B,n-1} = \frac{1+(\beta_2 - \beta_1)\sqrt{C_{B,n}}}{1+(\beta_2+\beta_1)\sqrt{C_{B,n}}}\, C_{B,n} + \frac{2\beta_1\sqrt{C_{B,n}}}{1+(\beta_2+\beta_1)\sqrt{C_{B,n}}}\left(\frac{1}{\alpha}\, Y_{A,N+1} + C_{B,N}\right) . \qquad (3.160)$$

Se reprezintă graficul $C_{B,n-1}$ în funcție de $C_{B,n}$, se trasează diagonala, iar numărul de talere N se determină ducînd dreapta în trepte între curbă și diagonală, pînă este îndeplinită condiția $C_B \approx C_{B,N}$. Concentrația lui A în gaz se poate determina cu relația următoare:

$$Y_{A,n} = \frac{1 + (\beta_2 - \beta_1)\sqrt{C_{B,n}}}{1 + (\beta_2+\beta_1)\sqrt{C_{B,n}}}\, Y_{A,N+1} - \alpha(C_{B,n} - C_{B,N}) \qquad (3.161)$$

In relațiile de mai sus $Y_{A,N+1}$ și $C_{B,N}$ sînt concentrația lui A în gaz la intrare în coloană (pe talerul de la baza coloanei) și, respectiv, concentrația lui B în lichid la ieșirea din coloană. De asemenea, se mai dau următorii parametri:

Tabelul 3.10. Relaţii pentru calculul unor parametri ai reactoarelor cu umplutură /15/.

| Nr. | Relaţia | Unităţi | Condiţii |
|---|---|---|---|
| 1. | $a = a'\left\{1-\exp\left[-1{,}45\left(\frac{\sigma_c}{\sigma}\right)^{0,75}\left(\frac{M_{mL}}{a'\eta_L}\right)^{0,1}\left(\frac{M_{mL}^2 a'}{\rho_L^2 g}\right)^{-0,05}\left(\frac{M_{mL}^2}{\rho_L \sigma a'}\right)^{0,2}\right]\right\}$ | $\frac{m^2}{m_u^3}$ | $M_{mL} = 360-151200$ $Kg\,m^{-2}h^{-1}$ |
| 2. | $k_L = \frac{2{,}5\cdot10^{-3}}{a}\left(\frac{\eta_L M_{mL}^3 a'^3}{g^2\eta_L^4}\right)^{1/4}\left(\frac{\eta_L}{\rho_L D_L}\right)^{-1/2}\left(\frac{a'\eta_L}{g\rho_L}\right)^{-2/3}\left(\frac{\eta_L}{g^2\rho_L}\right)^{-1/3}$ | $\frac{m}{s}$ | $\eta_L = 2{,}62-5{,}33\ kg\,m^{-1}h^{-1}$; $Sc_L = \frac{\eta_L}{\rho_L D_L} = 142-1030$ |
| 3. | $k_G = C\frac{M_{mG}}{pM}(a'd_u)^{-1,7}\left(\frac{M_{mG}d_u}{\eta_G}\right)^{0,3}\left(\frac{\eta_G}{\rho_G D_G}\right)^{0,5}$; $C=\begin{cases}2{,}3 \text{ pentru } d_u<15\,mm\\ 5{,}23 \text{ pentru } d_u\geq 15\,mm\end{cases}$ | | $d_r/d_u = 5-40$; $d_u = 0{,}6-50\,cm$. |

a-aria interfacială pe volum umplutură; a'-aria specifică a umpluturii; k-coeficient partial de transfer de masă; $\sigma$-tensiunea interfacială a lichidului; $\sigma_c$-tensiunea interfacială limită pentru udare; $M_m$- fluxul masic pe unitatea de secţiune de reactor; $\rho$-densitatea; $\eta$-vîscozitatea dinamică; D-coeficient de difuzie a speciei transferate; $d_u$-diametrul umpluturii; M-masa moleculară medie a gazului; p-presiunea totală a gazului; $d_r$-diametrul reactorului.

Tabelul 3.11. Parametrii caracteristici ai reactoarelor cu talere

| Nr. | Tipul talerului | Relaţia | Unităţi de măsură |
|---|---|---|---|
| 1. | Clopot | $a_t = 0,54.v_g^{0,5}h^{0,83}$ | $a_t$:$cm^2cm^{-2}$; $v_g$:$cm.s^{-1}$; h:cm |
| | | $k_L.a = 7\ v_g^{0,75}h^{-0,67}D_L^{0,5}$ | $k_L$:$cm.s^{-1}$; $D_L$:$cm^2s^{-1}$ |
| | | $k_G.a = 6,2\ v_g^{0,75}h^{-0,67}D_G^{0,5}$ | $k_G$:$cm.s^{-1}$; $D_G$:$cm^2s^{-1}$ |
| | | $k_G = 11,5\ v_g^{0,25}h^{-0,5}D_G^{0,5}$ | $k_G$:$cm.s^{-1}$ |
| 2. | Talere perforate | $a_t = 30\ M_{mG}^{0,5}\ \rho_G^{-0,25}$ | $a_t$:$cm^2cm^{-2}$; $M_{mG}$:$kg.m^{-2}s^{-1}$ |
| | | $k_L.a_r = 4,2.10^{-2}\varphi^{-2,2}M_{mL}^{0,6}v_g^{1,2}$ | $k_L$:$m.s^{-1}$; $v_g$:$m.s^{-1}$ |
| | | $k_G.a_r = 2,61.10^{-4}\varphi^{-1,75}M_{mL}^{0,6}v_g^{1,2}$ | $k_G$:$mol.s^{-1}cm^{-2}at^{-1}$; $M_{mL}$: $kg.m^{-2}h^{-1}$ |

$a_t$-aria interfacială raportată la suprafaţa talerului; k-coeficient parţial de transefr de masă; $a_r$-aria interfacială raportată la volumul reactorului; a-aria interfacială raportată la volumul dispersiei; v-viteza superficială; h-înălţimea de barbotare pe taler; $\varphi$-fracţia suprafeţei perforate; D-coeficientul de difuzie al speciei transferate; $M_m$- fluxul masic prin secţiunea transversală a reactorului; L-fază lichidă; G-fază gazoasă; t-taler; r-reactor.

$$\beta_2 = \frac{D_A k}{k_{Ag} H_A} \quad (3.162) \; ; \quad \beta_1 = \frac{a.S.p}{2} \frac{D_A k}{M_{mI} H_A} \quad (3.163) \; ; \quad \alpha = \frac{L_V}{b.M_{mI}} \quad (3.164)$$

în care: $D_A$ - coeficientul de difuzie, $m^2/s$; k - constanta vitezei de reacţie, $l.mol^{-1}s^{-1}$; $k_{Ag}$ - coeficient de transfer de masă, $kmol.m^{-2}s^{-1}at^{-1}$; $H_A$ - constanta lui Henry, $l.at^{-1}mol^{-1}$; a - aria specifică raportată la secţiunea coloanei, $m^2/m^3$; p - presiunea gazului în coloană, at; S - secţiunea coloanei, $m^2$; $M_{mI}$ - debitul masic de inert, $kmol.h^{-1}$; $L_V$ - debitul volumic de lichid, $m^3h^{-1}$; b - coeficient stoechiometric în ecuaţia A+bB $\longrightarrow$ produse; $Y_A$ - concentraţia lui A în gaz, mol A/mol inert.

Numărul de talere N poate fi dedus şi analitic, dacă se aproximează ecuaţia (3.160) cu o dreaptă de forma $C_{B,n-1} = b_o + b_1 C_{B,n}$. In aceste condiţii rezultă în final ($C_{B,o}$ fiind concentraţia lui B la intrarea în coloană):

$$N = \frac{1}{\ln b} \ln \frac{C_{B,o} - \frac{b_o}{1 - b_1}}{C_{B,N} - \frac{b_o}{1 - b_1}} \quad (3.165)$$

Parametrii $b_o$ şi $b_1$ ai dreptei se pot determina numeric utilizînd funcţia (3.160).

Diametrul coloanei se calculează din relaţia debitului volumic $M_V$ al fazei continui (gazoasă) şi viteza fictivă a acesteia $v_f$.

$$D = \sqrt{\frac{4 M_V}{\pi v_f}} \quad (3.166)$$

Pentru talere tip clopot $v_f = (0,8 - 0,9)v_{max}$, în care $v_{max}$ este viteza maximă, în funcţie de distanţa dintre talere (h) şi raportul densităţilor gazului şi lichidului ($\rho_v / \rho_l$) (Figura 3.12). Pentru talere sită, viteza se ia mai mare decît în cazul talerului clopot (factorul=1,35): $v_{fs} = 1,35 \cdot v_{fc}$.

Parametrii caracteristici ai reactoarelor cu talere sînt daţi în tabelul 3.11.

Dimensionarea reactoarelor tip coloană cu barbotare.

Aceste reactoare se recomandă pentru reacţii lente. Se pot utiliza relaţiile de proiectare de la reactoarele cu umplutură pentru reacţii lente (v.ec.(3.150-3.154)). Unii din parametrii caracteristici sînt daţi în tabelul 3.12.

Dimensionarea reactoarelor cu agitare mecanică

Ecuaţiile de proiectare sînt:

a) bilanţul lui A pentru faza gazoasă:

$$\frac{G_M}{p} (p_{A1} - p_{A2}) = -r''_{Ae} . a . V \quad (3.166)$$

Tabelul 3.12. Parametri caracteristici pentru reactoarele cu barbotare

| Nr. | Relaţia | Condiţii | Unităţi |
|---|---|---|---|
| 1. | $f = 1 - \varepsilon_G = 1 - 1{,}2\left(\frac{\eta_L v_g}{\sigma_L}\right)^{1/4} v_g^{1/2}\left(\frac{\rho_L}{\sigma_L g}\right)^{1/8}$ | $\varepsilon_G \leqslant 0{,}45$<br>$0{,}03 < v_g < 0{,}4$ m/s<br>$0 \leqslant v_L < 0{,}02$ m/s | $f: m^3 m_r^{-3}$ |
| 2. | $d_b = C\, v_g^{-1/4}\left(\frac{\rho_L}{\sigma_L g}\right)^{-1/16}\left(\frac{\sigma^3 \rho_L}{\eta_L^4 g}\right)^{-1/16}\left(\frac{\sigma_L}{\rho_L g}\right)^{1/2}$ | $C = \begin{cases} 2{,}5 \text{ lichide pure} \\ 1{,}45 \text{ soluţii de electroliţi} \end{cases}$ | $d_b$: m |
| 3. | $a = \frac{6\varepsilon_G}{d_b}$ ; $a = N_b \cdot a_b$ | | $a: m^2 \cdot m_r^{-3}$ |
| 4. | $k_L = 0{,}42\left(\frac{\eta_L g}{\rho_L}\right)^{1/3}\left(\frac{\rho_L D_L}{\eta_L}\right)^{1/2}$ | $d_b \leqslant 2$ mm | $k_L: m \cdot s^{-1}$ |
| 5. | $k_L = k_G(2\text{ mm})\ 500\ d_b$ | $d_b > 2$ mm | |
| 6. | $k_G = \frac{d_b}{6t} \ln \frac{6}{\pi^2} \exp\left[-\frac{4 D_G \pi^2 t}{d_b^2}\right]$ | | $k_G: m \cdot s^{-1}$ |
| 7. | $N_b = \frac{\varepsilon_G}{V_{be}}$ ; $V_{be} = \frac{M_{mG} RT}{p \cdot f_b}$ ; $f_b = 160\text{-}1250\ min^{-1}$ | | |

$\varepsilon_G$-fracţia volumetrică a gazului; f-volum fază dispersă; $d_b$-diametrul bulei; $N_b$-numărul bulelor pe $m^3$ reactor; k-coeficient parţial de transfer de masă; t-timpul de contact = $d_b/v_b$; $v_b$- viteza ascensională a bulei; $f_b$- frecvenţa de formare a bulelor; p-presiunea gazului la distribuitor; $V_{be}$-volumul bulei la distribuitor; a-aria interfacială raportată la volumul reactorului; T-temperatura; D-coeficient de difuzie; $\rho$-densitatea; $\eta$- vîscozitatea dinamică; $M_m$-debit molar; g-acceleraţia gravitaţională; G-fază gazpasă; L-fază lichidă; r-reactor.

b) bilanţul lui A pe reactor:

$$\frac{G_M}{p}(p_{A1} - p_{A2}) = L_V\left(\frac{C_{B1} - C_{B2}}{b} + C_{A2}\right) \qquad (3.167)$$

c) condiţia de continuitate a fluxului molar de A la limita film-mediu lichid:

$$-r''_{A\delta}\cdot aV = (f - a.\delta)V(-r_A) + L_V C_{A2} \; ; \; \left(\delta = \frac{D_A}{k_{Al}}\right) \qquad (3.168)$$

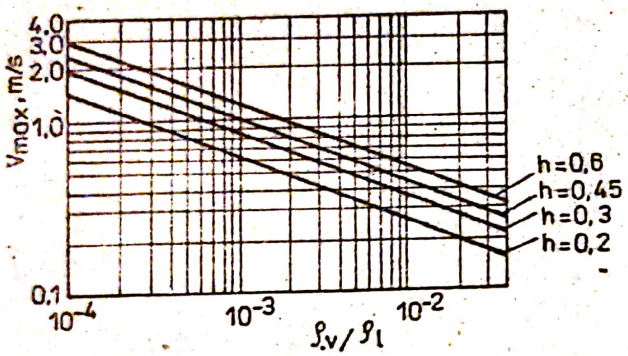



Fig.3.12

în care: $G_M$ - debitul molar de gaz; $p_A$ - presiunea parţială a reactantului A; p - presiunea totală a gazului; $-r''_{Ao}$ - viteza procesului pentru interfaţă; $-r''_{A\delta}$ - idem la limita de separare film-mediu lichid; a - aria interfacială raportată la unitatea de volum de dispersie; V - volumul reactorului; $L_V$ - debitul volumic de lichid; f - fracţia de fază dispersă (în care are loc reacţia); $\delta$ - grosimea filmului de lichid; $(-r_A)$ - viteza de reacţie, raportată la volum.

$$-r''_{Ao} = k_{Al}C_{Ai}E = k_{Al}C_{Ai}\left(1 - \frac{C_{A2}}{C_{Ai}\cosh Ha}\right)\frac{Ha}{tgh\ Ha} \qquad (3.169)$$

$$-r''_{A} = k_{Al}C_{Ai}E = k_{Al}C_{Ai}\left(\frac{1}{\cosh Ha} - \frac{C_{A2}}{C_{Ai}}\right)\frac{Ha}{tgh\ Ha} \qquad (3.170)$$

în care Ha este modulul Hatta. Parametrii caracteristici reactorului cu agitare mecanică sînt daţi în tabelul 3.13.

După cum se vede din tabelul 3.13, o serie de parametri sînt în funcţie de diametrul acestuia, care se cere să fie determinat. De aceea, pentru proiectare se poate proceda astfel. Se alege pentru început $\varepsilon_G$=0 şi se consideră echilibrul termodinamic ($C_{A2} = p_{A2}/H_A$). Apoi, din ec.(3.167) şi bilanţul pentru reactantul din faza lichidă:

$$L_V(C_{B1} - C_{B2}) = (-r_B)V.f \qquad (3.171)$$

se predermină volumul reactorului V. In continuare calculele se conduc după algoritmul:

- Se determină diametrul reactorului, condiderînd raportul de sveltoţe=1 (H/D=L):

Tabelul 3.13. Parametrii caracteristici reactorului G-L cu agitare mecanică

| Nr. | Relaţia | Unităţi | Condiţii |
|---|---|---|---|
| 1. | $n_{min}=\left[\frac{M_{VG}g}{16\,d^4}\left(\frac{d}{d_a}\right)^{3,3}\right]^{1/3}$ | $n_{min}:s^{-1}$ | |
| 2. | $n_o=0,07\,\frac{d}{d_a}\sqrt{g.d.n}$ | $n_o:s^{-1}$ | lichide pure |
| 3. | $n_o=\frac{d}{d_a^2}\left(\frac{\sigma_L g}{\rho_L}\right)^{1/4}$ | $n_o:s^{-1}$ | soluţii electroliţi, substanţe tensioactive |
| 4. | $n_{cr}=\frac{g\,d}{d_a^2}\left(\frac{\sigma_L g}{\rho_L}\right)^{1/4}\left(\frac{h-h_a}{d}\right)^{1/2}$ | $n_{cr}:s^{-1}$ | |
| 5. | $d_b=\left[\frac{0,41\,\sigma_L}{(\rho_L-\rho_G)g}\right]^{1/2}$ | $d_b$:m | lichide pure $n>2,5\cdot n_{cr}$ |
| 6. | $d_b=\left[\frac{\sigma_L}{(\rho_L-\rho_G)g}\right]^{1/2}\Big/\left[1,2+260\,\frac{\eta_L(n-n_o)d_a}{\sigma_L}\right]$ | $d_b$:m | soluţii electroliţi, substanţe tensioactive $n>2,5.n_{cr}$ |
| 7. | $\varepsilon_G=0,31\,v_g^{2/3}\left(\frac{\rho_L}{\sigma_L g}\right)^{1/6}+0,45\,\frac{(n-n_{cr})d_a^2}{d\sqrt{g.d}}$ | $\varepsilon:m_G^3m_r^{-3}$<br>$v_g$:m.s$^{-1}$ | lichide pure |
| 8. | $\varepsilon_G=0,075\,\frac{d_a^2(n-n_{cr})}{d}\left(\frac{\rho_L}{\sigma_L g}\right)^{1/4}\left(\frac{d}{h}\right)$ ; $a=\frac{6\,\varepsilon_G}{d_b}$ | | soluţii electroliţi, substanţe tensioactive |
| 9. | $k_L=0,42\left(\frac{\eta_L g}{\rho_L}\right)^{1/3}\left(\frac{\rho_L D_L}{\eta_L}\right)^{1/2}$ | $k_L$:m.s$^{-1}$ | lichide pure |
| 10. | $Sh=\frac{k_L d_b}{D_L}=2+C\left[\left(\frac{d_b M_{VGr}}{\eta_G}\right)^{0,484}\left(\frac{\eta_L}{\rho_L D_L}\right)^{0,339}\frac{d_b g}{D_L^{2/3}}\right]^{1/3}$ | 1,61 | C=0,061-bule individuale<br>C=0,0187-ansamblu de bule |

n-turaţia de regim a agitatorului; $n_{min}$-turaţia minimă necesară dospersării gazului; $n_o$-turaţia pentru devierea sensibilă a traiectoriilor bulelor; $n_{cr}$-turaţia critică de aspiraţie a gazului din atmosfera de deasupra lichidului; $d_b$-diametrul mediu al bulelor; a-aria interfacială raportată la volumul reactorului; $\varepsilon_G$-fracţia volumică a gazului; k-coeficient de transfer de masă; d-diametrul reactorului; $d_a$-diametrul agitatorului; $h_a$-înălţimea lichidului la nivelul agitatorului; h-înălţimea lichidului în reactor; $M_{VG}$-debitul volumic de gaz; $M_{VGr}$-debitul masic prin secţiunea transversală a reactorului.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4\,V}{\pi}} \qquad (3.172)$$

- Se determină diametrul agitatorului:

$$d \cong \frac{D}{3} \qquad (3.173)$$

- Cu relaţiile din tabelul 3.13 se calculează turaţia critică ($n_{cr}$), turaţia minimă, coeficienţii de transfer de masă ($k_{Al}$, $k_{Bl}$), aria interfacială (a);

- Se explicitează expresiile vitezelor ($-r'_{Ao}$) şi ($-r'_{Ao}$);

- Se rezolvă ecuaţiile de proiectare (3.166-3.168) pentru determinarea mărimilor $p_{A2}$, $C_{A2}$ şi V;

- Se reiau calculele pînă cînd eroarea de calcul a volumului este acceptabilă.

Reactoare gaz-solid necatalitice

In acest paragraf vor fi date ecuaţii de proiectare pentru sistemele, derivînd din considerarea modelului cu miez nereacţionat (modelul reacţiei eterogene), atît pentru particule cu dimensiuni constante cît şi pentru cele cu dimensiuni variabile (contractibile)(tabelul 3.14). Toate aceste ecuaţii sînt valabile pentru reacţii de tipul

$$A(g) + b\,B(s) \longrightarrow \text{produsi} \qquad (3.174)$$

Ecuaţiile din tabelul 3.14 au fost derivate pentru cazurile în care s-a considerat o singură rezistenţă (treaptă determinantă).

Dacă se consideră acţiunea simultană a celor trei rezistenţe şi reacţii de ordinul 1:

$$t_{total} = t_{film} + t_{reacţionat} + t_{reacţie} \qquad (3.175)$$

$$\tau_{total} = \tau_{film} + \tau_{\substack{strat\ reac-\\ţionat}} + \tau_{reacţie} \qquad (3.176)$$

In acest caz ecuaţia de proiectare este:

- particule sferice:

$$t = \frac{\rho_B R}{b \cdot C_{Ag}} \left\{ \frac{R}{2D_e} \left[ 1-(1-x_B)^{2/3} \right] + \frac{1}{3} \left( \frac{1}{k_g} - \frac{R}{D_e} \right) x_B + \frac{b}{k_s} \left[ 1-(1-x_B)^{1/3} \right] \right\} \qquad (3.177)$$

-particulă cilindrică:

$$t = \frac{\rho_B R^2}{b \cdot C_{Ag}} \left\{ \frac{x_B}{2k_g R} + \frac{1}{Rk_s} \left[ 1-(1-x_B)^{1/2} \right] + \frac{1}{4D_e} \left[ (1-x_B)\ln(1-x_B) + x_B \right] \right\} \qquad (3.178)$$

Stabilirea treptei determinante de viteză. Pentru aceasta se pot utiliza observaţiile experimentale relative la influenţa diferiţilor parametri asupra conversiei reactantului solid. Dacă procesul este puternic dependent de temperatură atunci reacţia

Tabelul 3.14. Ecuaţii de proiectare pentru reacţii gaz-solid necatalitice

| Forma particulei | | Conversia reactantului solid | Ecuaţia de proiectare pentru treapta determinantă | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | | Difuzia în film | Difuzia prin stratul reacţionat | Reacţia chimică |
| Dimensiune constantă | Placă plană | $x_B = 1 - \frac{\ell}{L}$ | $\frac{t}{\tau} = x_B$<br>$\tau = \frac{\rho_B L}{b k_g C_{Ag}}$ | $\frac{t}{\tau} = x_B^2$<br>$\tau = \frac{\rho_B L^2}{2 b D_e C_{Ag}}$ | $\frac{t}{\tau} = x_B$<br>$\tau = \frac{\rho_B L}{b k_s C_{Ag}}$ |
| | Cilindru | $x_B = 1 - \left(\frac{I_m}{R}\right)^2$ | $\frac{t}{\tau} = x_B$<br>$\tau = \frac{\rho_B R}{2 b k_g C_{Ag}}$ | $\frac{t}{\tau} = x_B + (1-x_B) \cdot \ln(1-x_B)$<br>$\tau = \frac{\rho_B R^2}{4 b D_e C_{Ag}}$ | $\frac{t}{\tau} = 1-(1-x_B)^{1/2}$<br>$\tau = \frac{\rho_B R}{b k_s C_{Ag}}$ |
| | Sferă | $x_B = 1 - \left(\frac{r_m}{R}\right)^3$ | $\frac{t}{\tau} = x_B$<br>$\tau = \frac{\rho_B R}{3 b k_g C_{Ag}}$ | $\frac{t}{\tau} = 1-3(1-x_B)^{2/3} + 2(1-x_B)$<br>$\tau = \frac{\rho_B R^2}{6 b D_e C_{Ag}}$ | $\frac{t}{\tau} = 1-(1-x_B)^{1/3}$<br>$\tau = \frac{\rho_B R}{b k_s C_{Ag}}$ |
| Particule contractibile | Particule mici (Regim Stokes) | | $\frac{t}{\tau} = 1-(1-x_B)^{2/3}$<br>$\tau = \frac{\rho_B y R^2}{2 b D C_{Ag}}$ | - | $\frac{t}{\tau} = 1-(1-x_B)^{1/3}$<br>$\tau = \frac{\rho_B R}{b k_s C_{Ag}}$ |
| | Particule mari (n=constant) | | $\frac{t}{\tau} = 1-(1-x_B)^{1/2}$<br>$\tau = \alpha \frac{R^{3/2}}{C_{Ag}}$ | - | $\frac{t}{\tau} = 1-(1-x_B)^{1/3}$<br>$\tau = \frac{\rho_B R}{b k_s C_{Ag}}$ |

$\ell$-grosimea plăcii la conversia $x_B \neq 1$; L - idem la $x_B=0$; $I_m$- raza miezului nereacţionat; R- raza particulei la $x_B=0$; $\tau$ - timpul necesar pentru $x_B=1$; $\rho_B$- densitatea particulei; $k_g$-coeficient de transfer de masă în filmul gazos; $C_{Ag}$- concentraţia lui A în mediul gazos; $D_e$- coeficient efectiv de difuzie în stratul reacţionat; $k_s$- constanta vitezei de reacţie de ordinul 1, raportată la suprafaţă; y-fracţia molară a reactantului A în faza gazoasă; $\alpha$ - constantă.

chimică este determinantă. Pe de altă parte, în cazul unei dependenţe slabe, se poate trage concluzia că fenomenele de transfer de masă sînt determinante. Pentru a stabili dacă difuzia în film este determinantă se poate utiliza şi ecuaţia criterială pentru determinarea coeficientului individual de transfer de masă

$$\frac{k_g d_p y_A}{D} = 2 + 0{,}6 \left(\frac{\eta}{\rho_A D}\right)^{1/3} \left(\frac{d_p u \rho_A}{\eta_A}\right)^{1/2} \qquad (3.179)$$

în care $d_p$ este diametrul particulelor şi u este viteza gazului.

Dacă particulele sînt de formă sferică, treapta determinantă poate fi stabilită şi în funcţie de raza acestora, după cum rezultă din ecuaţiile caracteristice sau de proiectare din tabelul 3.14. Astfel:

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \frac{R_1}{R_2}, \quad \text{reacţia chimică determinantă} \qquad (3.180)$$

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \left(\frac{R_1}{R_2}\right)^2, \quad \text{difuzia prin stratul reacţionat este treapta determinantă} \qquad (3.181)$$

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \left(\frac{R_1}{R_2}\right)^{1{,}5\div 2}, \quad \text{difuzia în film este treapta determinantă} \qquad (3.182)$$

## Proiectarea pentru diferite tipuri de contactoare şi particule solide

1) Particule uniforme, cu dimensiune constantă în reactoare discontinui sau cu deplasare totală. Sînt valabile ecuaţiile din tabelul 3.14.

2) Amestec de particule cu dimensiuni diferite, constante, în reactor cu deplasare totală:

$$1 - \bar{x}_B = \sum_{R(t=\tau)}^{R_m} \left[1 - x_B(R_i)\right] f(R_i) \qquad (3.183)$$

în care $R(t=\tau)$ este raza celei mai mari particule complet convertită în reactor, iar $f(R_i)$ este fracţia particulelor cu raza $R_i$.

3) Particule uniforme, cu dimensiune constantă, în reactor cu amestecare perfectă (pat fluidizat). Ecuaţia generală de proiectare este:

$$1 - \bar{x}_B = \int_0^{\tau} (1 - x_B) E \, dt \qquad (3.184)$$

în care E este funcţia de distribuţie a duratelor de staţionare. Pentru reactorul cu amestecare perfectă avem:

$$1 - \bar{x}_B = \frac{1}{\bar{t}} \int_0^{\tau} (1 - x_B)\, e^{-t/\bar{t}}\, dt \qquad (3.185)$$

în care $\bar{t}$ este durata medie de staţionare în reactor a particu-

lelor solide, care poate fi determinată cu formula:

$$\bar{t} = \frac{\text{masa particulelor din stratul fluidizat}}{\text{debitul masic de particule din reactor}} \qquad (3.186)$$

Ecuaţia de mai sus se poate integra pentru diferite trepte determinante de viteză:

a) Difuzia în film determinantă

$$\bar{x}_B = \frac{\bar{t}}{\tau}\left(1 - e^{-\tau/\bar{t}}\right) \qquad (3.187)$$

b) Reacţia chimică determinantă

$$\bar{x}_B = 3\frac{\bar{t}}{\tau} - 6\left(\frac{\bar{t}}{\tau}\right)^2 + 6\left(\frac{\bar{t}}{\tau}\right)^3\left(1 - e^{-\tau/\bar{t}}\right) \qquad (3.188)$$

c) Difuzia în stratul reacţionat determinantă

$$\bar{x}_B = 1 - \frac{\tau}{5\bar{t}} + \frac{19}{420}\left(\frac{\tau}{\bar{t}}\right)^2 + \frac{41}{4620}\left(\frac{\tau}{\bar{t}}\right)^3 - 0{,}00149\left(\frac{\tau}{\bar{t}}\right)^4 + \ldots \qquad (3.189)$$

4) Amestec de particule cu dimensiuni diferite, constante, în reactor cu amestecare perfectă.

Ecuaţia generală este:

$$1 - \bar{x}_B = \sum_{R=0}^{R}\left[1 - \bar{x}_B(R_i)\right] f(R_i) \qquad (3.190)$$

în care $\bar{x}_B(R_i)$ este dată de una din ecuaţiile (3.187) la (3.189), iar $f(R_i)$ este fracţia particulelor cu raza $R_i$. Inlocuind cele trei ecuaţii, se obţine:

a) Difuzia în film determinantă

$$1 - \bar{x}_B = \sum_{0}^{R_m}\left\{\frac{1}{2!}\frac{\tau(R_i)}{\bar{t}} - \frac{1}{3!}\left[\frac{\tau(R_i)}{\bar{t}}\right]^2 + \ldots\right\} f(R_i) \qquad (3.191)$$

b) Reacţia chimică determinantă

$$1 - \bar{x}_B = \sum_{0}^{R_m}\left\{\frac{1}{4}\frac{\tau(R_i)}{\bar{t}} - \frac{1}{20}\left[\frac{\tau(R_i)}{\bar{t}}\right]^2 + \ldots\right\} f(R_i) \qquad (3.192)$$

c) Difuzia în stratul reacţionat determinantă

$$1 - \bar{x}_B = \sum_{0}^{R_m}\left\{\frac{1}{5}\frac{\tau(R_i)}{\bar{t}} - \frac{19}{420}\left[\frac{\tau(R_i)}{\bar{t}}\right]^2 + \ldots\right\} f(R_i) \qquad (3.193)$$

5) Amestec de particule cu dimensiuni diferite, constante, în reactor cu amestecare perfectă cu antrenarea particulelor fine.

a) Difuzia în film determinantă

$$1 - \bar{x}_B = \sum_0^{R_m} \left\{ \frac{1}{2!} \frac{\tau(R_i)}{\bar{t}(R_i)} - \frac{1}{3} \left[ \frac{\tau(R_i)}{\bar{t}(R_i)} \right]^2 + \ldots \right\} f_o(R_i) \qquad (3.194)$$

b) Reacţia chimică determinantă

$$1 - \bar{x}_B = \sum_0^{R_m} \left\{ \frac{1}{4} \frac{\tau(R_i)}{\bar{t}(R_i)} - \frac{1}{20} \left[ \frac{\tau(R_i)}{\bar{t}(R_i)} \right]^2 + \ldots \right\} f_o(R_i) \qquad (3.195)$$

c) Difuzia în stratul reacţionat determinantă

$$1 - \bar{x}_B = \sum_0^{R_m} \left\{ \frac{1}{5} \frac{\tau(R_i)}{\bar{t}(R_i)} - \frac{19}{420} \left[ \frac{\tau(R_i)}{\bar{t}(R_i)} \right]^2 + \ldots \right\} f_o(R_i) \qquad (3.196)$$

In ecuaţiile de mai sus $\bar{t}(R_i)$ este durata medie de staţionare a particulelor de rază $R_i$ iar $f_o(R_i)$ este fracţia particulelor cu rază $R_i$ la intrarea în reactor. Durata medie de staţionare $\bar{t}(R_i)$ se poate determina în funcţie de constanta vitezei de elutriere K:

$$\bar{t}(R_i) = \frac{1}{\frac{F_1}{M} + K(R_i)} \qquad (3.197)$$

în care $F_1$ este debitul masic la evacuarea din reactor, iar M- masa patului fluidizat. Prima valoare poate fi determinată prin încercări din ecuaţia:

$$F_1 = \sum_0^{R_m} \frac{F_o(R_i)}{1 + \frac{M}{F_1} K(R_i)} \qquad (3.198)$$

în care $F_o(R_i)$ este debitul masic de particule cu raza $R_i$ la intrarea în reactor.

## Reactoare catalitice

### Stabilirea treptei determinante de viteză a procesului

Treptele mai importante pentru procesul catalitic sînt:

1) Difuzia în filmul din jurul particulelor de catalizator;

2) Difuzia în porii catalizatorului;

3) Transferul de căldură în filmul din jurul particulei de catalizator;

4) Transferul de căldură în particula de catalizator.

În cele ce urmează se dau modalităţile de apreciere a treptei determinante.

1) Pentru aprecierea importanţei difuziei externe se face raportul vitezei specifice de reacţie la viteza transferului de masă prin film, adică $k.V_p/k_g S_e$ , în care k este constante vitezei de reacţie, $k_g$ - coeficientul individual de transfer de masă, iar

$V_p$ și $S_e$ sînt volumul și suprafața exterioară a particulelor de catalizator. Dacă acest raport este foarte mic, transferul de masă prin film nu este determinant.

2) Pentru aprecierea importanței difuziei interne se introduce factorul de eficacitate internă $\eta_i$ definit prin:

$$\eta_i = \frac{\text{viteza de reacție cu difuzie în pori}}{\text{viteza de reacție fără difuzie}} \qquad (3.199)$$

Pentru reacții de ordinul 1 și catalizator sub formă de plăci

$$\eta_i = \frac{tg\,h\,\varphi}{\varphi} \qquad (3.200)$$

iar pentru granule sferice

$$\eta_i = \frac{1}{\varphi}\left(\frac{1}{tg\,h\,3\varphi} - \frac{1}{3\varphi}\right) \qquad (3.201)$$

în care $\varphi$ este modulul Thiele definit prin $\varphi = L\sqrt{\frac{k}{D_e}}$ (3.202)

L fiind dimensiunea caracteristică a granulei de catalizator.

Dacă se introduce modulul Thiele generalizat

$$\varphi = \frac{(-r_{js})L}{\left[2\,D_e\int_{C_{Al}}^{C_{As}}(-r_A)dC_A\right]^{1/2}} = L\sqrt{\frac{n+1}{2}\cdot\frac{k_n C_{As}^{n-1}}{D_e}} \qquad (3.203)$$

în care n este ordinul de reacție iar $k_n$ constanta de viteză corespunzătoare, condiția pentru rezistență neglijabilă în pori devine pentru granule sferice:

$$\frac{(-r_j''')d_p^2}{4\,D_e C_{Ag}} \leqslant 1 \qquad (3.204)$$

3) Transferul de căldură în filmul din jurul particulei de catalizator poate fi apreciat prin diferența de temperatură.

$$\Delta T_{film} = \frac{L(-r_j''')(-\Delta H_r)}{\alpha} \qquad (3.205)$$

în care $-r_j'''$ este viteza de reacție raportată la volumul particulei de catalizator, iar $\alpha$ este coeficientul parțial de transfer de căldură în filmul din jurul particulei de catalizator. Dacă rezistența în filmul care înconjoară particula este neglijabilă, temperatura acesteia este egală cu cea a fluidului și deci se poate considera operare izotermă.

4) Transferul de căldură în interiorul particulei de catalizator poate fi apreciat de asemenea printr-o diferență de temperatură:

$$\Delta T_{particulă} = T_c - T_s = \frac{(-\Delta H_r)D_e C_{Ag}}{\lambda_e} \qquad (3.206)$$

în care $\lambda_e$ este conductivitatea termică efectivă a granulei de catalizator.

Reactoare tip coloană cu catalizatorul în strat fix

Masa de catalizator se determină cu ecuaţia:

$$\frac{M}{F_{j0}} = \int_0^{x_{jf}} \frac{dx_j}{(-r'_j)} \qquad (3.207)$$

în care $(-r'_j)$ este viteza de reacţie raportată la masa catalizatorului. Integrala din membrul drept poate fi evaluată analitic sau numeric, în funcţie de modul de operare a reactorului.

In cazul reactoarelor multistrat operate adiabat, procedeul de proiectare este ilustrat în figura 3.13.

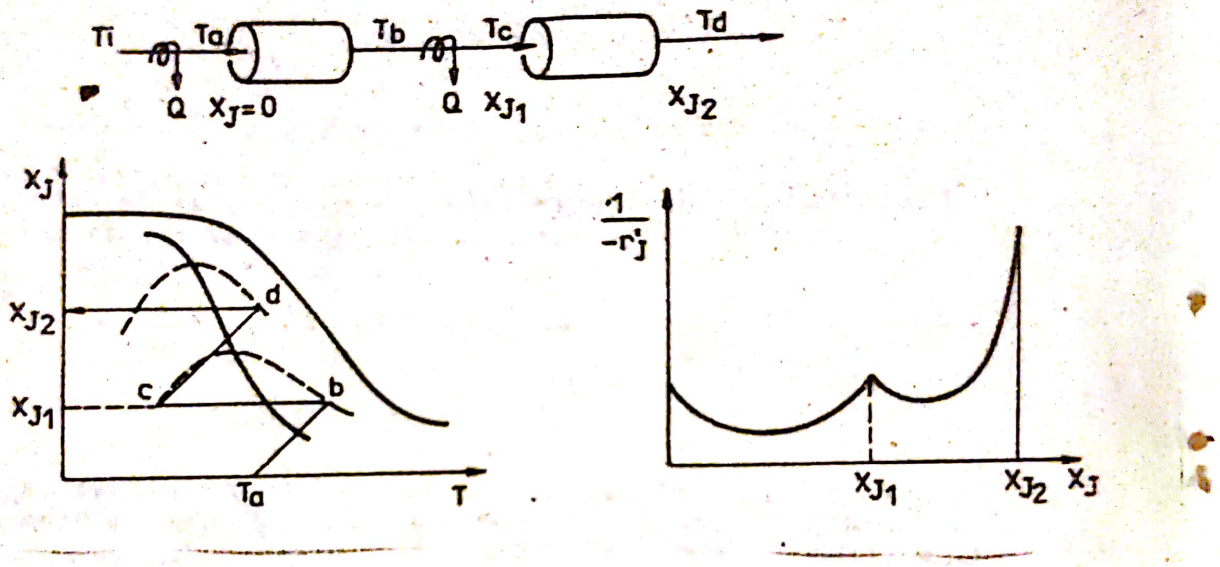



Figura 3.13

Pentru determinarea cantităţii minime de catalizator se procedează astfel:

a) Se alege o valoare pentru $T_a$;

b) Se deplasează pe linia de operare adiabată pînă cînd este îndeplinită condiţia:

$$\int_i^f \frac{\partial}{\partial T}\left(\frac{-1}{-r'_j}\right) dx_j = 0 \qquad (3.208)$$

Se obţine astfel punctul b, conversia optimă la ieşirea din primul strat, iar cu ajutorul formulei (3.207)-cantitatea minimă de catalizator;

c) Se realizează răcirea amestecului de reacţie pînă în punctul c, care îndeplineşte condiţia

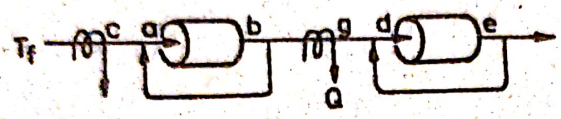
$$(-r'_j)_{\text{la ieşirea din primul reactor sau strat}} = (-r'_j)_{\text{la intrarea în cel de al doilea reactor sau strat}} \qquad (3.209)$$

d) Se deplasează pe direaţia adiabatei pînă este îndeplinită din nou condiţia (3.208), obţinîndu-se astfel punctul d. Dacă conversia în punctul d este cea impusă, se calculează canti-

tatea de catalizator (minimă) din stratul al doilea şi astfel cantitatea totală de catalizator este minimă. Dacă conversia în punctul d nu este egală cu cea impusă, se reia calculul cu o nouă valoare pentru temperatura din punctul a, de la intrarea în reactor.

Pentru realizarea unuimcost minim se încearcă reactoare cu un număr variabil de trepte şi se alege soluţia optimă, adică numărul trepteler pentru cost minim.

Pentru asse evita regiunile cu viteză mică de reacţie se poate utiliza o cascadă de reacteare sau reacteare multistrat cu reciclare, aşa cum se arată în figura 3.14.



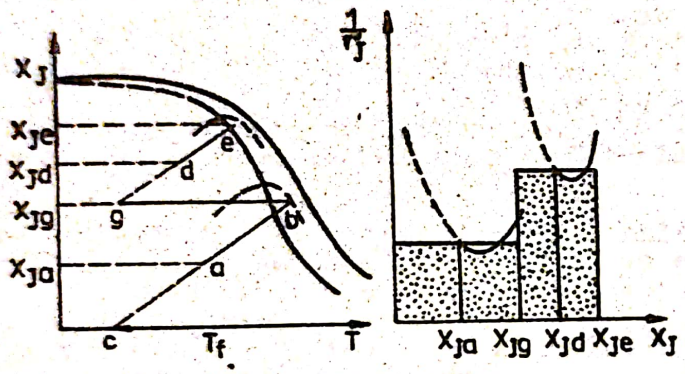




Figura 3.14

Cantitatea minimă de catalizator se poate determina şi în acest caz prin încercări. Schimbătoarele de căldură pot fi montate în mai multe moduri, după cum se vede din figurile 3.15 şi 3.16. Amplasarea schimbătoarelor ca în figura 3.15 realizează un debit mai mare, o circulaţie mai intensă, un coeficient de schimb de căldură mai mare şi deci o suprafaţă de schimb de căldură mai mică.

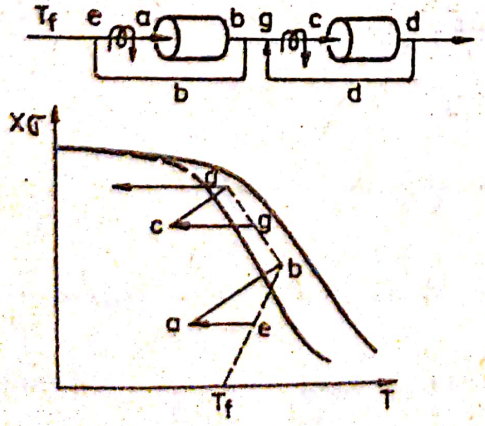



Figura 3.15

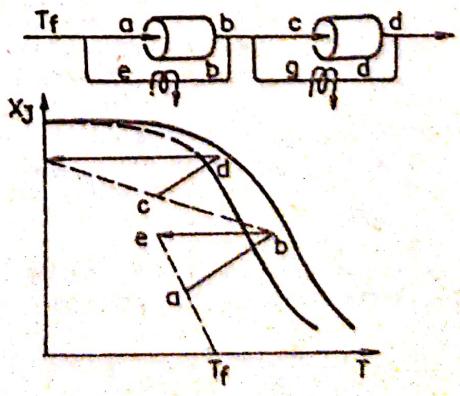



Figura 3.16

In cazul în care raportul de reciclare este foarte mare, se realizează practic reactoare cu amestecare perfectă şi punctele de operare pot fi plasate pe curba de viteze de reacţie maximă. Cantitatea minimă de catalizator poate fi determinată prin minimizarea ariei dreptunghiului KLNM din figura 3.17.

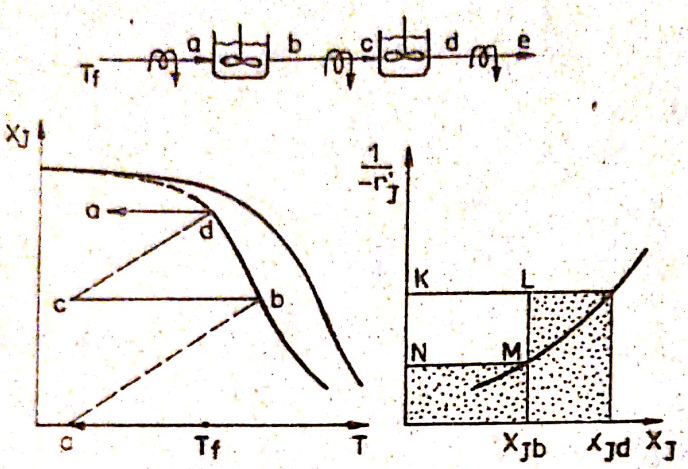



Figura 3.17

Pentru simplificarea instalaţiei se pot elimina schimbătoarele intermediare de căldură prin răcirea amestecului de reacţie cu reactant proaspăt introdus înaintea fiecărei trepte, aşa cum se vede în figura 3.18. După cum se observă, cantitatea de reactant proaspăt adăugat trebuie să reducă temperatura şi conversia pînă la valori corespunzătoare aceleiaşi viteze de reacţie ca la ieşirea din treapta anterioară.

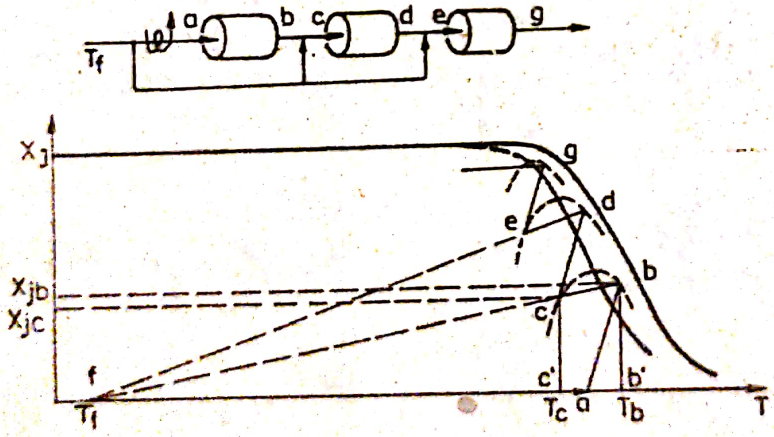



Figura 3.18

Debitul de reactant proaspăt se poate determina dintr-un bilanţ termic în punctul c:

$$M_{mf}c_pT_f + M_{mb}c_pT_b = (M_{mf} + M_{mb})c_pT_c \qquad (3.210)$$

Dacă se consideră că $c_p$ este independent de temperatură şi din asemănarea triunghiurilor fcc' şi fbb' rezultă final:

$$\frac{F_{mf}}{M_{mb}} = \frac{cb}{fc} = \delta \qquad (3.211)$$

Conversia după amestecarea curentului proaspăt cu cel rezultat din prima treaptă se poate determina din bilanţul de materiale în punctul c, astfel:

$$M_{mf}c_f + M_{mb}c_b = (M_{mf} + M_{mb})c_c \qquad (3.212)$$

$$c_c = \frac{\delta c_f + c_b}{\delta + 1} \qquad (3.213)$$

Deci conversia la intrarea în treapta a doua este:

$$x_{jc} = 1 - \frac{c_c}{c_f} \quad ===\Rightarrow \quad x_{jc} = \frac{x_{jb}}{\delta + 1} \qquad (3.214)$$

In mod similar se calculează conversiile înainte de fiecare treaptă.

După cum se vede din figura 3.19, răcirea intermediară cu reactant proaspăt se poate realiza practic cînd este îndeplinită condiţia

$$T_{reacţie} - T_f > \frac{-\Delta H_r}{c_p} \qquad (3.215)$$

In toate cazurile de mai sus, pentru determinarea cantităţii de catalizator se poate utiliza tot formula (3.207), în care relaţia dintre conversie şi temperatură este dată de ecuaţia operării adiabate.

$$T = T_a + \Delta T_{ad}x_j = xT_a + \frac{(-\Delta H_r)c_{jo}}{\rho \cdot c_p}.x_j \qquad (3.216)$$

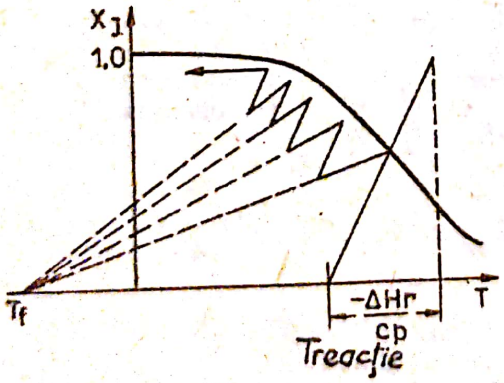



Figura 3.19

In cele ce urmează se dau unele indicaţii privind alegerea sistemului de reactor şi contactare între reactoare.

a) In cazul reacţiilor endoterme viteza de reacţie scade totdeauna cu creşterea conversiei, de aceea se recomandă reactorul cu deplasare totală fără reciclare. Pentru reacţii exoterme panta liniei de operare adiabată impune sistemul de reactor care urmează să fie ales.

b) Răcirea amestecului de reacţie cu reactant rece are avantajul costului mai redus prin eliminarea schimbătoarelor de căldură dintre trepte sau reactoare. Trebuie să fie îndeplinită totuşi condiţia dată de relaţia (3.216).

c) In cazul reacţiilor exoterme, dacă panta liniei de operare adiabată este mică (variaţii mari de temperatură în timpul reac-

ţiei) este recomandat să se evite regimuri de temperaturi reduse unde viteza de reacţie este mică, fiind necesară deci o cantitate mare de catalizator. Se poate utiliza un raport de reciclare cît mai mare, care crează condiţii de operare specifice reactorului cu amestecare perfectă. Pe de altă parte, dacă panta este mare (variaţii mici de temperatură în timpul reacţiei), viteza de reacţie scade cu conversia şi se recomandă reactorul cu deplasare totală.

Reactoare în pat fluidizat

a) Modele pentru reactoare în pat fluidizat

Considerăm în cele ce urmează modelul Kunii şi Levenspiel (1968) care presupune (Fig.3.20):

- Bulele de fluid au dimensiuni constante şi sînt uniform distribuite în patul fluidizat;
- Curgerea fluidului în vecinătatea bulelor se supune modelului Davidson şi Rowe (cu nor şi dîră);
- Fiecare bulă antrenează o urmă sau dîră de solide, ceea ce determină o circulaţie a solidelor de jos în sus în spatele bulei şi de sus în jos în restul emulsiei sau a fazei dense;
- Emulsia (faza densă) se păstrează în condiţiile minime de fluidizare.

Modelul acesta este deci un model trifazic.

b) Determinarea ecuaţiei de proiectare

Pentru modelul trifazic descris mai sus şi reacţii catalitice ireversibile de ordinul 1, cu constanta de viteză k, ecuaţiile de bilanţ pentru curgerea cu deplasare totală sînt:

$$\left\{\begin{array}{l}\text{Consumul de}\\ \text{reactant}\\ \text{"j" în bulă}\end{array}\right\} = \left\{\begin{array}{l}\text{Debitul}\\ \text{reacţionat}\\ \text{în bulă}\end{array}\right\} + \left\{\begin{array}{l}\text{Debitul}\\ \text{transferat}\\ \text{spre nor}\\ \text{şi dîră}\end{array}\right\}$$

$$-u_b \frac{dC_{jb}}{dt} = \gamma_b k C_{jb} + K_{bn}(C_{jb} - C_{jn}) \qquad (3.217)$$

$$\left\{\begin{array}{l}\text{Debitul}\\ \text{transferat}\\ \text{spre nor}\\ \text{şi dîră}\end{array}\right\} = \left\{\begin{array}{l}\text{Debit}\\ \text{reacţionat}\\ \text{în nor şi}\\ \text{dîră}\end{array}\right\} + \left\{\begin{array}{l}\text{Debit}\\ \text{transferat}\\ \text{în emulsie}\end{array}\right\}$$

$$K_{bn}(C_{jb} - C_{jn}) = \gamma_n k C_{jn} + K_{nd}(C_{jn} - C_{jd}) \qquad (3.218)$$

$$\left\{\begin{array}{l}\text{Debitul}\\ \text{transferat}\\ \text{în emulsie}\end{array}\right\} = \left\{\begin{array}{l}\text{Debit}\\ \text{reacţionat}\\ \text{în emulsie}\end{array}\right\}$$

$$K_{nd}(C_{jn} - C_{jd}) = \gamma_d k C_{jd} \qquad (3.219)$$

Prin eliminarea concentraţiilor intermediare $C_{jn}$ şi $C_{jd}$, se obţine ecuaţia de proiectare:

$$-u_b \frac{dC_{jb}}{dz} = \left[ \gamma_b k + \frac{1}{\frac{1}{K_{bn}} + \frac{1}{\gamma_n k + \frac{1}{\frac{1}{K_{nd}} + \frac{1}{\gamma_d k}}}} \right] \cdot C_{jb} = k_f C_{jb} \qquad (3.220)$$

care prin integrare pe înălțimea stratului conduce la forma finală:

$$C_j/C_{jo} = 1 - x_j = \exp\left(-\frac{k_f \cdot H}{u_b}\right) \qquad (3.221)$$

Pentru reacții de ordine diferite de 1 termenii care se referă la debitele reacționate din ecuațiile (3.217)-(3.219) vor fi neliniari și astfel sistemul de ecuații va trebui rezolvat simultan.

c) Dimensionarea reactoarelor în strat fluidizat

- Determinarea diametrului reactorului.

Diametrul reactorului se determină din debitul de fază gazoasă:

$$M_V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot u_o \qquad (3.222)$$

în care $M_V$ este debitul volumic de gaz, iar $u_o$ este viteza gazului la intrarea în strat. Pentru reactoarele industriale $u_o = 5 - 30\ u_{mf}$ (sau chiar pînă la 250 $u_{mf}$), $u_{mf}$ fiind viteza minimă de fluidizare, m/s.

$$u_{mf} = 9{,}35.10^{-3} \frac{d_p^{1,82}}{\vartheta_f^{0,88}} \left(\frac{\rho - \rho_f}{\rho_f}\right)^{0,94} \qquad (3.223)$$

în care $d_p$ este diametrul particulelor de catalizator, m; $\rho$ și $\rho_f$ - densitatea catalizatorului și a fluidului, kg/m$^3$; $\vartheta_f$-vîscozitatea cinematică a fluidului, m$^2$/s.

- Determinarea înălțimii reactorului

$$H = H_{cil} + H_c + H_f \qquad (3.224)$$

în care $H_c$ și $H_f$ sînt înălțimile capacului și fundului, determinate ca la reactoarele autoclavă.

Înălțimea părții cilindrice se calculează în funcție de înălțimea stratului fluidizat H, care se calculează cu ecuația de proiectare (3.221), în care $k_f$ este constanta aparentă de

$$H_{cil} = (3 - 6)H \qquad (3.225)$$

viteză pentru stratul fluidizat și $u_b$ este viteza bulelor.

$$u_b = u_o - u_{mf} + u_{br} \qquad (3.226)$$

$u_{br}$ fiind viteza relativă a bulelor faţă de emulsie sau reactor.

$$u_{br} = 0,711\sqrt{g.d_b} \qquad (3.227)$$

în care g este acceleraţia gravitaţională, $m/s^2$ şi $d_b$ - diametrul bulelor, m.

Mărimile care intervin în constanta aparentă de viteză $k_f$ se calculează ca mai jos.

Raportul între volumul de solid dispersat în bule la volumul bulelor, $\gamma_b$, este de obicei în practică foarte mic (0,001-0,01).

Raportul între volumul de solide din nor şi dîră la volumul bulelor, $\gamma_n$:

$$\gamma_n = (1 - \varepsilon_{mf})\left[\frac{3\,u_{mf}/\varepsilon_{mf}}{u_{br} - u_{mf}/\varepsilon_{mf}} + \alpha\right] \qquad (3.228)$$

Raportul între volumul solidelor din emulsie sau faza densă, $\gamma_d$:

$$\gamma_d = (1 - \varepsilon_{mf})\frac{1-\delta}{\delta} - (\gamma_b + \gamma_n) \qquad (3.229)$$

In relaţiile de mai sus, $\alpha$ este raportul dintre volumul norului şi dîrei la volumul bulei ($\alpha$ =1/3-1/2) iar $\delta$ este fracţia bulelor din patul fluidizat

$$\delta = \frac{u_o - (1 - \delta - \alpha\delta)u_{mf}}{u_b} \simeq \frac{u_o - u_{mf}}{u_b} \qquad (3.230)$$

Coeficientul de transfer de masă între bulă şi nor, $K_{bn}$

$$K_{bn} = 4,5\frac{u_{mf}}{d_b} + 5,85\frac{D_j^{1/2}\,g^{1/4}}{d_b^{5/4}} \qquad (3.231)$$

în care $D_j$ este coeficientul de difuzie a speciei "j".

Coeficientul de transfer de masă între nor şi faza densă, $K_{nd}$ :

$$K_{nd} = 6,78\left(\frac{\varepsilon_{mf} D_j u_b}{d_b}\right)^{1/2} \qquad (3.232)$$

In toate relaţiile de mai sus, $\varepsilon_{mf}$ este porozitatea stratului fluidizat sau fracţia de goluri, în condiţiile vitezei minime de fluidizare.

Inălţimea stratului fluidizat poate fi determinată şi în funcţie de înălţimea stratului fix $H_o$.

$$H = u_b \cdot \frac{(1 - \varepsilon_o)}{(1 - \varepsilon_{mf})} \cdot \frac{H_o}{u_{br}} \qquad (3.233)$$

în care $\varepsilon_o$ este porozitatea stratului fix:

$$\varepsilon_o = \frac{V_{strat} - V_{granule}}{V_{strat}} \simeq 1 - \frac{\rho_v}{\rho} \qquad (3.234)$$

în care $\rho_v$ este densitatea catalizatorului în vrac, iar $\rho$ - densitatea granulelor de catalizator.

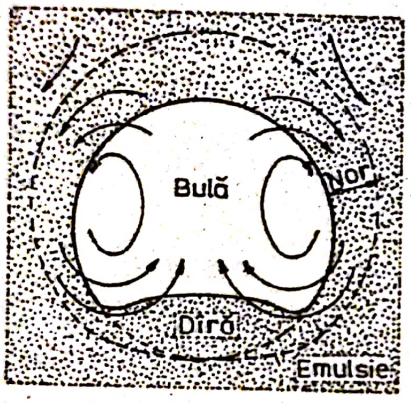



Fig.3.20. Modelul Kunii-Levenspiel

### 3.1.4. Calculul de rezistenţă mecanică la reactoare

Calculele de rezistenţă mecanică se conduc diferit pentru recipienţi:

- cu pereţi subţiri, pentru care $D_e/D_i$ 1,2;
- cu pereţi groşi, pentru care $D_e/D_i$ 1,2.

în care $D_e$ şi $D_i$ sînt diametrul exterior şi interior al recipientului.

In continuare se dau cîteva cazuri mai des întîlnite în proiectarea instalaţiilor chimice. Fiecare aparat se descompune în elemente. Astfel, un reactor cilindric cu capace elipsoidale conţine două elemente: - element cilindric sau virola cilindrică;
- capacul elipsoidal.

Elemente cilindrice supuse la presiune interioară

Grosimea peretelui se calculează cu formula:

$$\delta = \frac{p_c \cdot D}{2 \cdot \sigma_a \cdot \varphi - p_c} + C_1 + C_2 \quad (mm) \qquad (3.235)$$

în care: $p_c$ - presiunea de calcul a elementului de aparat, MPa;
D - diametrul nominal al elementului de aparat, definit conform STAS 7159-74, mm;
$\sigma_a$ - tensiunea admisibilă sau efortul unitar admisibil, $N/mm^2$ ($daN/cm^2$);
$\varphi$ - coeficient de rezistenţă a îmbinării sudate;
$c_1$ - adaos constructiv pentru compensarea toleranţelor în minus a tablelor din oţel sau adaos pentru condiţii de execuţie, mm;
$c_2$ - adaos constructiv pentru compensarea pierderilor prin coroziune sau adaos pentru condiţii de exploatare, mm.

$$p_c = p_m + \rho \cdot g \cdot h \cdot 10^{-6} \qquad (3.236)$$

în care $p_m$ - presiunea maximă admisibilă de lucru a aparatului, MPa (bar);
$\rho$ - densitatea mediului, $kg.m^{-3}$;
g - acceleraţia gravitaţională, $m.s^{-2}$;
h - înălţimea coloanei de lichid din aparat (deasupra nivelului pentru care se face calculul aparatului), m.

$$\sigma_a = \sigma_a^{*} \cdot \eta_c \qquad (3.237)$$

în care $\sigma_a^{*}$ - tensiunea admisibilă nominală, MPa;
$\eta_c$ - coeficient care ţine seama de particularităţile constructive, influenţa temperaturii şi a altor factori care pot duce la slăbirea virolei şi care poate fi luat astfel:

Virole sudate fără găuri sau cu găuri întărite:
- neîncălzite - $\eta_c = 1,0$
- încălzite - $\eta_c = 0,9$

Virole sudate sau nesudate cu găuri neîntărite:
- neîncălzite - $\eta_c = 0,95$
- încălzite - $\eta_c = 0,85$

Conducte - $\eta_c = 0,85$
Funduri convexe fără găuri - $\eta_c = 1,0$
Funduri convexe cu găuri - $\eta_c = 0,95$
Funduri plane sudate - $\eta_c = 0,8$

$$\sigma_a^{*} = \min\left(\frac{\sigma_r^t}{c_r}; \frac{\sigma_c^t}{c_c}; \frac{\sigma_D^t}{c_D}; \frac{\sigma_f^t}{c_f}\right) \qquad (3.238)$$

$c_r$, $c_c$, $c_D$, $c_f$ - coeficienţi de siguranţă (2,6; 1,5; 1,5; 1);
$\sigma_r^t$ - rezistenţa la rupere la temperatura de calcul, $N/mm^2$;
$\sigma_c^t$ - limita de curgere la temperatura de calcul, $N/mm^2$
$\sigma_D^t$ - rezistenţa tehnică de durată la temperatura de calcul, $N/mm^2$.
$\sigma_f^t$ - limita tehnică de fluaj la temperatura de calcul, $N/mm^2$.

Valoarea tensiunii admisibile sau a efortului unitar admisibil poate fi luată şi direct din tabele, cum este cel din anexa 6, care conţine date pentru diferite mărci de oţel, bazate pe

asigurarea funcţionării în condiţii de siguranţă.

Valoarea coeficientului de rezistenţă a îmbinărilor sudate se ia în funcţie de tipul îmbinării şi procedeul de execuţie.

Adaosul de compensare $C_1$ este o caracteristică a furnizorului de tablă de oţel. In general se poate lua:

$C_1 = 1$ mm pentru $\delta - C \leq 20$ mm

$C_1 = 0$ pentru $\delta - C > 20$ mm

$C_1 \geq 2$ mm pentru aparate turbate.

Adaosul de compensare a pierderilor prin coroziune se calculează în funcţie de viteza de coroziune (mm/an) şi de durata de funcţionare a aparatului $\tau$ (10 - 12 ani)

$$C_2 = v_c \cdot \tau \quad \text{(mm)} \qquad (3.239)$$

unde $v_c$ - viteza de coroziune. Se recomandă ca pentru construcţia aparatelor instalaţiilor chimice să se ia materiale cu viteza de coroziune cel mult 0,1 - 0,5 mm/an.

In final se recomandă un calcul de verificare care constă în determinarea presiunii maxime admisibile de lucru, care trebuie să fie mai mare ca valoarea luată iniţial în calcul. Astfel, dacă notăm:

$$\delta_e = \delta - C_1 - C_2 \text{ , rezultă}$$

$$p_c = \frac{2\,\delta_e\,\sigma_a\,\varphi}{D + \delta_e} \longrightarrow p_m = p_c - \rho g h \cdot 10^{-6} \qquad (3.240)$$

Pentru recipienţi cu pereţi groşi se recomandă utilizarea formulelor:

$$\delta_e = \frac{D_i\left(\sqrt{\sigma_a\varphi + p_c} - \sqrt{\sigma_a\varphi - p_c}\right)}{2\sqrt{\sigma_a \cdot \varphi - p_c}} \qquad (3.241)$$

Verificare:

$$p_m = 2\,\sigma_a\varphi\,\frac{\delta_e(D_i + \delta_e)}{D_i^2 + 2\,D_i\,\delta_e + 2\,\delta_e^2} \qquad (3.242)$$

Pentru calcule de rezistenţă a elementelor cilindrice supuse la presiune exterioară sau a altor elemente cum sînt capacele, se recomandă lucrările /7, 8, 9, 32/.

### 3.1.5. Calculul agitării

Calculul agitării constă în alegerea metodei de amestecare adecvate, alegerea tipului de agitator, determinarea dimensiunilor agitatorului, pe baza rapoartelor geometrice, calculul puterii motorului ce acţionează agitatorul şi calculul de rezistenţă al arborelui agitatorului.

Alegerea agitatorului este impusă de vîscozitatea mediului amestecat şi de turaţia recomandată tehnologic.

In continuare sînt prezentate cîteva tipuri uzuale de agitatoare şi relaţiile de calcul corespunzătoare.

Tipuri de agitatoare

Agitatorul cu paletă - Se utilizează pentru amestecarea fluidelor cu vîscozitatea pînă la 15 Pa.s (150 P) şi densitatea 2000 kg/m$^3$. Se recomandă următoarele viteze periferice, în funcţie de vîscozitate:

| Vîscozitatea (Pa.s) | Viteza periferică (m/s) |
|---|---|
| 0,001 - 40 | 3 -2 |
| 40 - 80 | 2,5 - 1,5 |
| 80 - 150 | 1,5 - 1 |

Pentru fluide foarte vîscoase, pe pereţii vasului se montează şicane, a căror lăţime, pentru realizarea unei turbulenţe maxime, se poate determina cu formula

$$B = 0,5 \frac{D}{n} \qquad (3.243)$$

în care D - diametrul vasului, m; n - turaţia agitatorului, s$^{-1}$.

Agitator tip ramă sau cadru - Se foloseşte în cazuri similare cu agitatorul cu paletă, la viteze similare.

Agitator tip ancoră - Se utilizează pemtru fluide cu viscozitatea pînă la 300 Pa.s şi mai mare, în cazul încălzirii de la o suprafaţă caldă. Se recomandă aceleaşi viteze ca pentru agitatoarele cu paletă. Pentru fluide foarte vîscoase se pot monta palete verticale suplimentare.

Agitatorre tip elice - cu două pînă la patru palete, se utilizează pentru fluide cu viscozitatea pînă la 2 Pa.s şi densitatea 2000 kg/m$^3$. Pentru intensificarea agitării se poate monta un difuzor sau stator. Viteza periferică a elicei se recomandă în domeniul 1,6 - 4,8 m/s. Pentru fluide care se amestecă greu se pot monta două elice pe acelaşi ax. De asemenea elicele pot fi montate pe verticală, orizontală sau înclinate.

Capacitatea de circulaţie la viteze mici este mai mare decît cea la viteze mari, la aceleaşi valori ale cifrei Re şi ale puterii. Pentru o putere dată, se poate realiza o intensificare a circulaţiei prin reducerea turaţiei, dar cu creşterea diametrului agitatorului. Dar aceasta determină o creştere a investiţiilor datorită creşterii dimensiunilor agitatorului şi a preţului sitemului de reducere a turaţiei /3/.

Agitator tip turbină - Pentru fluide cu viscozitatea pînă la 450 Pa.s şi densitatea pînă la 2000 kg/m$^3$ se recomandă agitatoare cu turbină, avînd viteza periferică de 3 - 9 m/s, în funcţie de diametrul turbinei. In funcţie de vîscozitate, se recomandă următoarele valori ale vitezei periferice:

| Viscozitatea (Pa.s) | Viteza periferică (m/s) |
|---|---|
| 0,001 - 5 | 7 - 4,2 |
| 5 - 15 | 4,2 - 3,4 |
| 15 - 25 | 3,4 - 2,3 |

Scanned with OKEN Scanner

Turaţia agitatorului se calculează din formula:

$$Re_a = C.Ga^k \left(\frac{\rho_s}{\rho}\right)^l \left(\frac{d_p}{d_a}\right)^m \left(\frac{D}{d_a}\right)^n \qquad (3.244)$$

în care: $Re_a = \frac{n.d_a^2 \rho}{\eta}$, criteriul Reynolds pentru agitare;

$Ga = \frac{d_a^3 \rho^2 g}{\eta}$, criteriul lui Galilei

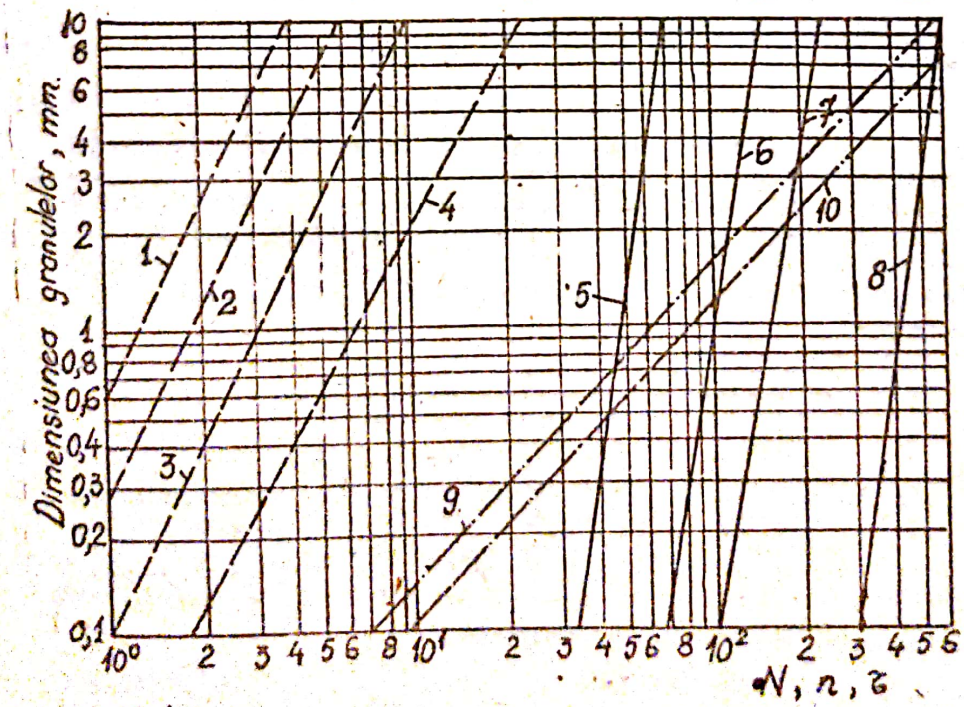
$d_p$ - diametrul particulelor, m; $\rho_s$ - densitatea fazei solide, kg/m$^3$; $\rho$ - densitatea lichidului, kg/m$^3$; $d_a$ - diametrul agitatorului, m; g -acceleraţia gravitaţiei, m/s$^2$; $\eta$ - viscozitatea lichidului (Pa·s).

Valorile constantelor din ecuaţia (3.244) sînt date în tabelul de mai jos /6/:

| C | k | l | m | n |
|---|---|---|---|---|
| Agitator cu elice | | | | |
| 1,105 | 0,6 | 0,8 | 0,4 | 1,9 |
| Agitator turbină | | | | |
| 0,25 | 0,57 | 0,37 | 0,33 | 1,15 |

Ecuaţia este valabilă pentru raporturi fază solidă la fază lichidă de 1:5, H=D şi: $Re = 7,3.10^2 - 3,8.10^5$ ; $Ga = 3,5.10^6 - 7.10^{10}$; $d_p/d_a = (0,23 - 8,25).10^{-3}$; $D/d_a = 2 - 3$.

In figura 3.21 este reprezentată variaţia parametrilor optimi ai agitării în funcţie de dimensiunea particolelor în cazul suspensiilor.




Puterea, N (C.P.)

Turaţia, n (rot/min)

Timpul de amestecare, τ (min)

Fig. 3.21

1,7,10 - elice ; 2,8,10 - turbină ; 3,6,9 - agitator tip „Impeller" ; 4,5,9 - paletă.

Pentru emulsii valoarea turaţiei se poate calcula cu ecuaţia :

$$Re_a = C.Ga^{0,01}\left(\frac{d_a \cdot \varrho \cdot \sigma}{\eta^2}\right)^{0,47}\left(\frac{\Delta\varrho}{\varrho}\right)^{0,13} \qquad (3.245)$$

în care $\eta$ - viscozitatea mediului continuu, Pa.s; $\varrho$ - densitatea mediului continuu, kg/m$^3$; $\Delta\varrho$ - diferenţa de densitate a fazelor, kg/m$^3$; $\sigma$ - tensiunea superficială dintre faze, N/m. Valoarea coeficientului C este 68,9 pentru elice şi 62,9 pentru turbine, fără difuzor. Ecuaţia este valabilă în domeniul de valori: $Re_a = 3,4.10^2 - 2.10^5$; $Ga = 1,74.10^5 - 1,24.10^{11}$; $d_a\varrho\sigma/\eta^2 = 24,5 - 11,8.10^6$; $\Delta\varrho/\varrho = 0,02 - 0,6$.

Puterea agitatoarelor turbină nu este afectată puternic de vîscozitate peste o valoare a cifrei Re de aproximativ 500 - 1000, iar peste 10000 practic nu există nici un efect. De asemenea acest tip de agitatoare realizează o bună amestecare datorită efectelor de forfecare. Acestea sînt două din motivele pentru care acest agitator este cel mai obişnuit pentru reactoarele continui.

Calculul puterii necesare pentru amestecare

Puterea necesară amestecării se calculează cu relaţia:

$$N = K_N \cdot \varrho \cdot n^3 d^5 \quad (w) \qquad (3.246)$$

Inlocuind criteriul puterii

$$K_N = \frac{C}{Re_a^{\,m}} = C\left(\frac{\eta}{n.d^2\varrho}\right)^m , \qquad (3.247)$$

se obţine:

$$N = C.d^{5-2m}.n^{3-m}.\varrho^{1-m}\eta^m \quad (w) \qquad (3.248)$$

în care C şi m se iau din tabelul 3.15, în care sînt date şi dimensiunile caracteristice.

Puterea poate fi calculată şi cu relaţia (3.246), dacă se ia criteriul puterii din grafic, în funcţie de criteriul Re pentru amestecare /6/.

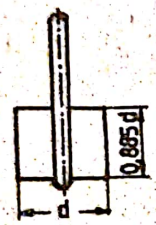
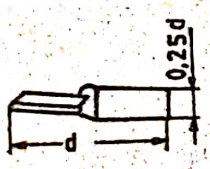
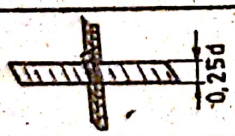
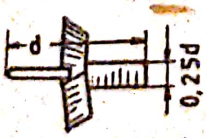
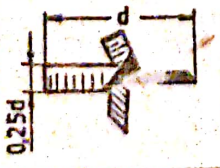
Puterea motorului pentru antrenarea agitatorului se calculează cu formula:

$$N_m = \frac{k_p k_u(\sum C_i + 1).N + N_g}{\eta_t} \quad (w) \qquad (3.249)$$

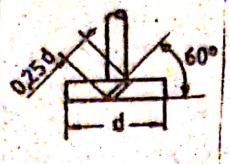
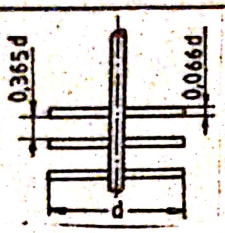
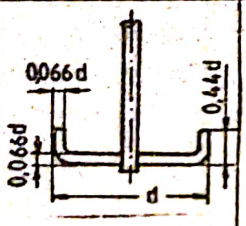
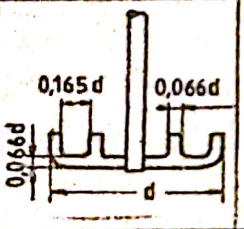
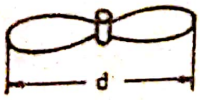
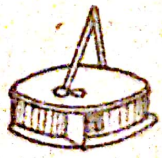
în care N - puterea necesară amestecării mediului, determinată cu relaţiile (3.246) şi (3.247), w; $N_g$ - puterea necesară învingerii rezistenţelor din garniturile de etanşare sau presetupe, w; $\eta_t$ - randamentul de transmisie a reductorului; $k_u$ - coeficient în funcţie de gradul de umplere a vasului:

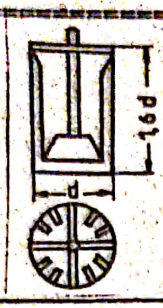
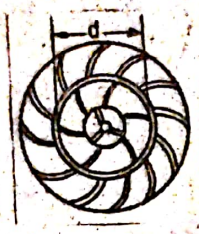
$$k_u = H_0/D \qquad (3.250)$$

Tabelul 3.15. Valorile constantelor C și m pentru diferite tipuri de agitatoare

| Nr. | Tipul agitatorului | | $\frac{D}{d}$ | $\frac{H}{d}$ | $\frac{h_1}{d}$ | C | m | Observații |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
| 1 | Amestecător cu paletă |  | 2 | 2 | 0,36 | 111-14,35 | 1,0<br>0,31 | $Re < 20$<br>$10^2 < Re < 5.10^4$ pentru<br>$Re > 5.10^4$<br>$K_N = 0,525$ |
| 2 | Cu două brațe | | 3 | 3 | 0,33 | 6,8 | 0,20 | |
| 3 | Cu două brațe înclinate în jos la 45° |  | 3 | 3 | 0,33 | 0,45 | 0,20 | |
| 4 | Cu patru brațe |  | 3 | 3 | 0,33 | 8,52 | 0,20 | |
| 5 | Cu patru brațe înclinate în jos la 45° |  | 3 | 3 | 0,33 | 5,05 | 0,20 | |
| 6 | Cu patru brațe înclinate în sus la 45° |  | 3 | 3 | 0,33 | 4.42 | 0,20 | |

Scanned with OKEN Scanner

| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 7 | Cu patru braţe înclinate în sus la 60° |  | 3 | 3 | 0,5 | 6,30 | 0,18 | |
| 8 | Cu patru braţe înclinate în sus la 45° | | 3 | 3 | 0,5 | 3,18 | 0,15 | $Re > 10^3$ |
| 9 | Cu şase braţe |  | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 12,5 | 0,25 | |
| 10 | Cu ancoră |  | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,20 | 0,25 | |
| 11 | Cu ancoră dublă |  | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,00 | 0,25 | |
| 12 | Elice cu palete înclinate la 22,5° |  | 3 | 3 | 0,33 | 0,985 | 0,15 | |
| 13 | Elice cu trei palete | | 3,8 | 3,5 | 1 | 230<br>4,63<br>1,19 | 1,67<br>0,35<br>0,15 | $Re < 30$<br>$Re < 3.10^3$<br>$Re > 3.10^3$ |
| 14 | Turbină închisă cu trei palete, deschidere centrală de intrare de [illegible] mm |  | 3 | 3 | 0,33 | 3,90 | 0,20 | |

| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 15 | Agitator pentru sisteme gaz-lichid şi suspensii |   | 4 | 4 | 0,4 | 20,8 | 0,27 | |
| 16 | Turbină cu şase palete şi stator |   | 2,4 | 1,78 | 0,25 | 5,98 | 0,15 | |
| 17 | Turbină cu 12 palete şi stator | | 2,4 | 1,78 | 0,25 | 10,35 | 0,15 | |

Notaţiile din ec.(3.249) şi (3.250) sînt următoarele:
$H_o$ - înălţimea lichidului din vas, m; D - diametrul vasului, m;
$k_p$ - coeficient pentru majorarea puterii la pornire (pentru agitatoare cu elice $k_p = 1,3$, agitatoare cu paletă $k_p = 2$; pentru agitatoare cu mai multe palete, cu rame, cu turbină $k_p = 2,5$;
$C_i$ - coeficienţi de majorare a puterii datorită diferitelor elemente montate în interiorul vasului şi care sînt daţi în tabelul 3.16.

Tabelul 3.16. Valorile factorului de amplificare $C_i$ a puterii

| Nr. crt. | Elemente ce determină majorarea puterii | Tipul agitatorului | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | Paletă | Ramă | Turbină | Elice |
| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 1. | Spărgătoare de valuri aşezate diametral opus, cu lăţime 0,08D | 1,00 | - | 1,50 | 0,50 |
| 2. | O paletă orizontală suplimentară, de aceleaşi dimensiuni cu agitatorul tip paletă | 0,35 | - | - | - |
| 3. | Tub de circulaţie | 0,20 | 0,20 | 0,20 | 0,10 |
| 4. | Teacă de termometru sau flotor indicator de nivel | 0,10 | 0,10 | 0,10 | 0,05 |
| 5. | Două tuburi verticale distanţate unul de altul la peste 90° | 0,30 | 0,30 | 0,30 | 0,15 |

| 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|---|---|---|---|---|---|
| 6. | Serpentină cu spira dreaptă plasată în apropierea peretelui vasului | 2,00 | - | - | - |
| 7. | Serpentină spirală plasată la fundul vasului, confecţionată din ţeavă cu diametrul (0,033 - 0,054)D | 2,50÷ ÷3,00 | - | - | - |
| 8. | Difuzor pentru elice | - | - | - | 0,05 |

$$N_g = 2 \cdot n \cdot d^2 S_g p (e^{0,1 \cdot h/S_g} - 1) \cdot 10^{-3} \quad (kw) \qquad (3.251)$$

n - turaţia axului, rot/s; d - diametrul axului, m; $S_g$ - grosimea garniturii, m; p - presiunea în aparat, $N/m^2$; h - înălţimea garniturii, m.

Final se alege tipul de motor şi puterea, potrivit standardelor.

Calculul arborelui agitatorului constă în determinarea diametrului minim $d_a$ pe care acesta trebuie să-l aibă, pentru a rezista la solicitarea la torsiune.

Dacă arborele este prevăzut cu unul sau două dispozitive de amestecare, se calculează momentul de torsiune $M_t$, cu relaţia:

$$M_t = N/\omega \qquad (N.m) \qquad (3.252)$$

în care N reprezintă puterea consumată pentru amestecare, calculată cu rel.(3.246) sau (3.248), în w, iar $\omega$ - viteza unghiulară de rotaţie a agitatorului, rad/s.

Diametrul minim al arborelui se calculează cu relaţia:

$$d_a = 1,71 \sqrt[3]{M_t / \sigma_a} \quad (m) \qquad (3.253)$$

$\sigma_a$ fiind tensiunea admisibilă la torsiune pentru materialul arborelui, $N/m^2$ (pentru oţel, de exemplu, $\sigma_a = 44 \cdot 10^6$ $N/m^2$)

Pentru arborele astfel calculat se determină masa unităţii de lungime a acestuia. In cazul arborilor cu secţiune transversală plină, confecţionat dintr-un material cu densitatea ($kg/m^3$):

$$m = \pi d_a^2 \rho / 4 \qquad (3.254)$$

In timpul rotaţiei arborelui poate avea loc creşterea amplitudinii de vibraţie, dacă frecvenţa proprie de oscilaţie a arborelui coincide cu frecvenţa de rotaţie. De aceea condiţia de rezistenţă la vibraţii se exprimă prin condiţia pe care trebuie să o îndeplinească viteza unghiulară a arborelui dispozitivelor de amestecare:

$\omega \leq 0,7 \omega_1$ pentru medii cu $\eta \leq 0,3$ Pa.s şi $\rho \leq 1500$ $kg/m^3$

$\omega \leq 0,6 \omega_1$ pentru medii cu $\eta > 0,3$ Pa.s şi $\rho > 1500$ $kg/m^3$

Valoarea critică $\omega_1$ a vitezei unghiulare a arborelui (rad/s) se calculează cu relaţia:

$$\omega_1 = (\alpha^2/L^2)\sqrt{E.I/m} \qquad (3.255)$$

în care L - lungimea arborelui, m; E - modulul de elasticitate al materialului din care e confecţionat arborele (pentru oţel, E = $\doteq 2.10^{11}$ N/m$^2$); I - momentul de inerţie al secţiunii transversale a arborelui, m$^4$; m - masa unităţii de lungime a arborelui, kg/m; $\alpha$ - rădăcina ecuaţiei de frecvenţă, care se determină în funcţie de schema de calcul a arborelui, după graficele corespunzătoare modului de fixare a acestuia. În figura 3.22 se prezintă un exemplu de schemă de fixare şi curbele de determinare a lui $\alpha$ ($M_M$ - masa elementului de amestecare, kg; $a_1 = l_1/L$)

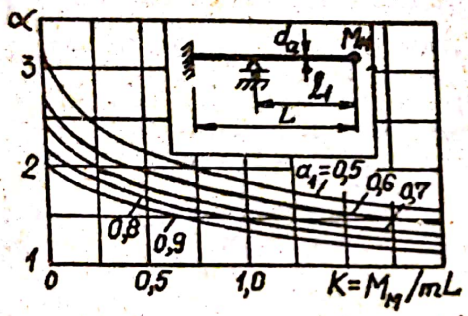



Fig.3.22

In cazul arborilor prevăzuţi cu mai mult de două dispozitive de amestecare, în cazul fixării lui la ambele capete, frecvenţa critică se calculează cu relaţia:

$$\omega_1 = \sqrt{\frac{12(a+1)^3}{\left(2+\cos\frac{\pi}{a+1}\right)}\left(1-\cos\frac{\pi}{a+1}\right)^2 \cdot \frac{E.I}{M'L^3}} \qquad (3.256)$$

în care a - numărul de elemente de amestecare, de masă egală, montate pe arbore;

$$M' = M + \frac{2}{3}\cdot\frac{m.L}{a} \qquad (3.257)$$

(primul termen reprezintă masa totală a elementelor de amestecare, kg, iar termenul al doilea - contribuţia segmentului de arbore corespunzător fiecărui element).

Se calculează de asemenea momentul de torsiune admis $M_{ta}$ pentru arborele dimensionat şi se compară cu momentul de torsiune necesar $M_t$ (calculat cu rel.(3.252)), fiind necesară îndeplinirea

condiţiei: $M_t \leq M_{ta}$.

Relaţii de calcul:

| | Arbore cu secţiune circulară plină | Arbore cu secţiune inelară cu grosimea $\delta$ |
|---|---|---|
| Momentul de inerţie I ($m^4$) | $I = \frac{\pi \cdot d_a^4}{64}$ (3.257) | $I = \frac{\pi}{8}(d_a - \delta)^3 \cdot \delta$ (3.258) |
| Momentul de torsiune $M_{ta}$ (N.m) | $M_{ta} = 0,2\, d_a^3 \cdot \sigma_a$ (3.259) | $M_{ta} = 1,6(d_a - \delta)^2 \cdot \delta \cdot \sigma_a$ (3.260) |

### 3.1.6. Schimbul de căldură în reactoare

In general schimbul de căldură în reactoare se poate realiza:

a) prin pereţii reactorului;
b) prin elemente montate în interior;
c) prin recircularea mediului de reacţie.printr-un aparat de transfer de căldură.

Schimbul de căldură prin pereţii reactorului se realizează între mediul de reacţie şi un agent termic din spaţiul care înconjoară o parte din vas - mantaua reactorului.

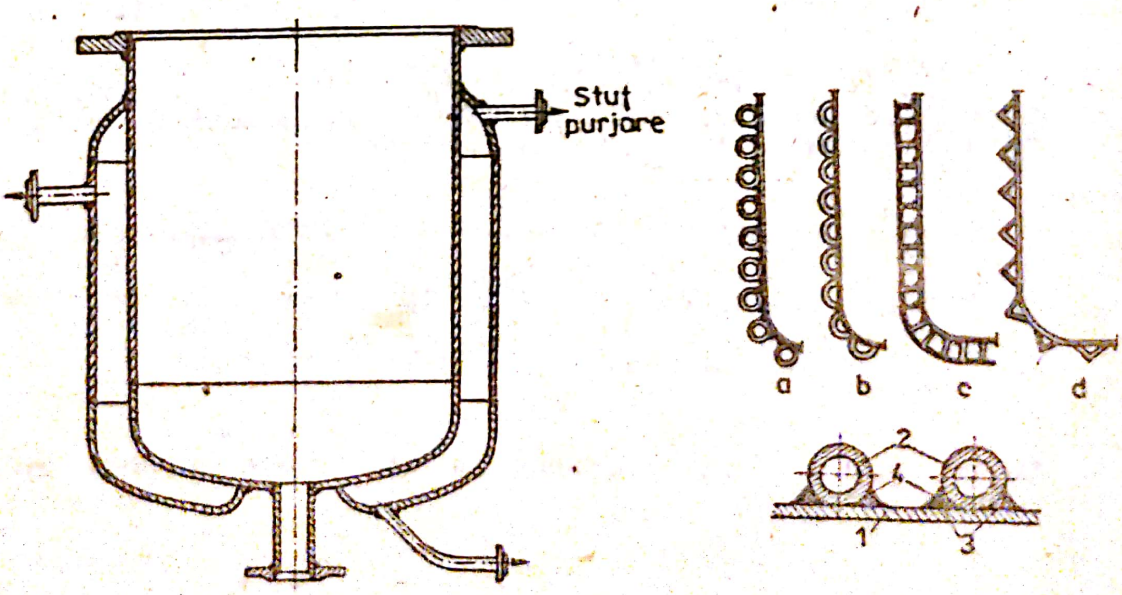



FIG. 3.23

Mantaua poate să fie demontabilă sau nedemontabilă. Cel mai frecvent se construiesc cu pereţii plani şi se utilizează pentru presiuni de pînă la 10 at. Pentru presiuni mai mari se recomandă soluţiile constructive de manta cu serpentină sau diferite profile sudate. Distanţa dintre mantaua cu pereţi plani şi peretele reactorului se ia egală cu 0,02 - 0,1 m , iar distanţa pînă la nivelul lichidului din vas - 0,05 m.

Pentru protejarea pereţilor reactorului, în fa racordului pentru introducerea agenţilor termici fierbinţi se montează plăci deflectoare. De asemenea, pentru intensificarea circulaţiei în manta se pot monta benzi elicoidale pentru reducerea secţiunii de curgere şi prelungirea traseului agentului termic.

In multe procese de polimerizare agentul termic (de regulă un amestec de substanţe organice) se încălzeşte direct în manta cu ajutorul unor rezistenţe electrice montate în corpuri speciale de încălzire (figura 3.24).

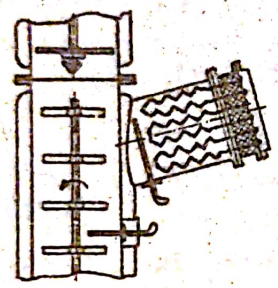


Fig.3.24.

In mod obişnuit mantaua se montează pe o porţiune a părţii cilindrice şi pe capacul inferior şi m mai rar pe capacul superior (la reactoarele tip autoclavă). In cazul reactoarelor de tipul cu deplasare totală mantaua se montează de regulă numai pe partea cilindrică.

Ca elemente interioare pentru schimbul de căldură se utilizează serpentine, spărgătoare de val, fascicule tubulare, fascicule romboidale (ca în cazul reactoarelor pentru poliadiţia $\mathcal{E}$-caprolactamei fig.3.25).

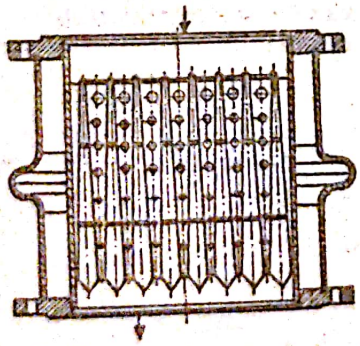


Fig.3.25.

Aceste elemente pot fi conectate cu mataua sau independente de aceasta, cum este cazul serpentinei interioare.

Elementele interioare pentru schimbul de căldură reduc din volumul util al reactorului, dar sînt importante pentru reacţiile cu solicitări termice mari. De asemenea ele sînt deosebit de importante pentru uniformizarea temperaturii mediului de reacţie foarte vîscos din procesele de polimerizare continuă în reactoarele de tip coloană.

Materialul pentru construcţia mantalei se alege în funcţie de caracteristicile şi parametrii de lucru ai agentului termic utilizat.

## Transferul de căldură în reactoarele de polimerizare

Parametrul determinant pemtru transferul de căldură în reactoarele de polimerizare este vîscozitatea polimerului. In cursul reacţiilor de polimerizare se poate considera o creştere a vîscozităţii mediului de aproximativ 100.000 ori, de la aproximativ 0,005 la 500 (chiar pînă la 900) Pa.s.

## Transferul de căldură de la agentul termic la peretele reactorului

### Convecţie naturală

Pentru ţevi orizontale la $10^3 < Gr.Pr < 10^9$ :

$$Nu = 0,5\ (Gr.Pr)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.261)$$

Pentru suprafeţe verticale plane sau cilindrice:

a) la $10^3 < Gr.Pr < 10^9$

$$Nu = 0,76\ (Gr.Pr)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.262)$$

b) la $Gr.Pr > 10^9$

$$Nu = 0,15\ (Gr.Pr)^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.263)$$

Temperatura determinantă este temperatura mediului care înconjoară ţeava iar mărimea geometrică caracteristică - diametrul pentru ţevi şi înălţimea pentru suprafeţe verticale.

Pentru difil se recomandă relaţiile:

- pereţi plani:

$$\alpha_1 = 0,2093\ (Gr.Pr)^{0,25} \cdot \frac{\lambda}{\delta}\ , \ w/m^2K \qquad (3.264)$$

- pereţi cilindrici:

$$\alpha_1 = 0,2093\ (Gr.Pr)^{0,25} \frac{2\pi l \lambda}{2,3 \log \frac{d_2}{d_1}}\ , \ w/m^2K \qquad (3.265)$$

- pereţi sferici:

$$\alpha_1 = 0,2093\ (Gr.Pr)^{0,25} \frac{\lambda}{\delta\left(\frac{1}{d_1} - \frac{1}{d_2}\right)}\ , \ w/m^2K \qquad (3.266)$$

în care $\delta$ - grosimea peretelui, m; l - înălţimea peretelui cilindric, m; $d_1$ - diametrul interior, m; $d_2$ - diametrul exterior, m.

Formulele de mai sus sînt valabile pentru grosimi $\delta \leq 0{,}04$m, iar pentru valori ale lui $\delta \geq 0{,}04$ m, valorile obţinute pentru $\alpha_1$ se multiplică cu coeficientul C, care se ia din tabelul 3.18.

Tabelul 3.18. Valorile coeficientului de multiplicare a lui $\alpha_1$

| $\delta$, mm | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 | 200 | 300 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| C | 1 | 1,21 | 1,42 | 1,63 | 1,83 | 2,03 | 2,22 | 4,04 | 5,79 |

Temperatura determinantă este temperatura medie a agentului termic:

$$T = 0{,}5\,(T_1 + T_2) \qquad (3.267)$$

în care $T_1$ - temperatura peretelui rece şi $T_2$ - temperatura peretelui cald.

Convecţie forţată

Regim turbulent ($Re = 10^4 \div 5.10^6$; $Pr = 0{,}6 \div 2500$)

$$Nu = 0{,}021\,\varepsilon_\ell\, Re^{0,8}\, Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.268)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului, iar mărimea geometrică caracteristică este diametrul interior sau diametrul echivalent pentru secţiuni necirculare. Coeficientul $\varepsilon_\ell$ se alege în funcţie de criteriul Re şi raportul l/d al ţevii, din tabelul 3.19:

Tabelul 3.19. Valorile coeficientului $\varepsilon_\ell$

| Re | l/d | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 5 | 10 | 15 | 20 | 30 | 40 | 50 |
| $10^4$ | 1,65 | 1,50 | 1,34 | 1,23 | 1,17 | 1,13 | 1,07 | 1,03 | 1 |
| $2.10^4$ | 1,51 | 1,40 | 1,27 | 1,18 | 1,13 | 1,10 | 1,05 | 1,02 | 1 |
| $5.10^4$ | 1,34 | 1,27 | 1,18 | 1,13 | 1,10m | 1,08 | 1,04 | 1,02 | 1 |
| $10^5$ | 1,28 | 1,22 | 1,15 | 1,10 | 1,08 | 1,06 | 1,03 | 1,02 | 1 |
| $10^6$ | 1,14 | 1,11 | 1,05 | 1,05 | 1,04 | 1,03 | 1,02 | 1,01 | 1 |

Pentru serpentine, valoarea lui $\alpha_1$ obţinută cu ecuaţia (3.268) se multiplică cu coeficientul x, care ţine seama de curbura acestora:

$$\alpha_s = x.\alpha \qquad (3.269)$$

$$x = 1 + 3{,}54\,\frac{d}{D} \qquad (3.270)$$

în care d - diametrul interior al conductei; D - diametrul spirei serpentinei.

Pentru gaze ($Pr/Pr_p = 1$) formula devine:

$$Nu = C\ \varepsilon_l\ Re^{0,8} \qquad (3.271)$$

Pentru aer:

$$Nu = 0,018\ \varepsilon_l\ Re^{0,8} \qquad (3.272)$$

Pentru amestecul difil se poate calcula o valoare relativă a coeficientului $\alpha_1$, la temperatura 548 K, ca în tabelul următor:

Tabelul 3.20 Valorile coeficientului $\alpha_1$ ($w/m^2K$) ale amestecului difil, în funcţie de viteză şi diametrul conductei

| v m/s | Diametrul conductei d, mm | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 20 | 30 | 40 | 50 | 70 | 80 | 100 | 150 | 200 |
| 0,2 | 471 | 435 | 410 | 391 | 368 | 356 | 342 | 316 | 297 |
| 0,3 | 649 | 601 | 565 | 542 | 506 | 484 | 471 | 434 | 403 |
| 0,4 | 817 | 755 | 712 | 679 | 637 | 619 | 594 | 545 | 515 |
| 0,5 | 977 | 972 | 852 | 814 | 764 | 744 | 710 | 654 | 616 |
| 0,6 | 1130 | 1041 | 984 | 942 | 880 | 856 | 820 | 755 | 712 |
| 0,7 | 1280 | 1181 | 1111 | 1062 | 995 | 972 | 931 | 855 | 809 |
| 0,8 | 1411 | 1314 | 1233 | 1181 | 1190 | 1079 | 1030 | 949 | 894 |
| 0,9 | 1560 | 1441 | 1361 | 1302 | 1221 | 1189 | 1135 | 1041 | 987 |
| 1,0 | 1700 | 1571 | 1484 | 1415 | 1329 | 1291 | 1231 | 1135 | 1072 |
| 1,2 | 1972 | 1818 | 1718 | 1641 | 1538 | 1490 | 1431 | 1304 | 1245 |
| 1,4 | 2238 | 2060 | 1981 | 1850 | 1735 | 1689 | 1620 | 1484 | 1409 |
| 1,6 | 2480 | 2280 | 2155 | 2060 | 1940 | 1872 | 1792 | 1651 | 1560 |
| 1,8 | 2721 | 2519 | 2420 | 2260 | 2120 | 2062 | 1972 | 1815 | 1719 |
| 2,0 | 3051 | 2740 | 2562 | 2461 | 2303 | 2285 | 2140 | 1971 | 1861 |
| 2,2 | 3158 | 2910 | 2739 | 2608 | 2445 | 2390 | 2281 | 2098 | 1979 |
| 2,4 | 3419 | 3162 | 2980 | 2853 | 2670 | 2600 | 2481 | 2281 | 2160 |
| 2,6 | 3660 | 3380 | 3190 | 3040 | 2840 | 2770 | 2655 | 2438 | 2302 |
| 2,8 | 3888 | 3570 | 3379 | 3220 | 3018 | 2937 | 2818 | 2583 | 2438 |
| 3,0 | 4500 | 3781 | 3560 | 3410 | 3200 | 3110 | 2970 | 2737 | 2583 |
| 3,5 | 4620 | 4270 | 4025 | 3855 | 3610 | 3517 | 3350 | 3085 | 2937 |

Pentru calculul coeficientului $\alpha_1$ la alte temperaturi, valorile din tabelul 3.20 se multiplică cu coeficientul din tabelul 3.21.

Tabelul 3.21. Valorile coeficientului $\varepsilon_T$ în funcţie de temperatură

| T, K | 323 | 343 | 363 | 383 | 403 | 423 | 443 | 463 | 483 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_T$ | 0,52 | 0,585 | 0,645 | 0,7 | 0,755 | 0,815 | 0,85 | 0,89 | 0,925 |
| T, K | 503 | 523 | 543 | 563 | 583 | 603 | 623 | 643 | 663 |
| $\varepsilon_T$ | 0,952 | 0,973 | 0,995 | 1,015 | 1,03 | 1,037 | 1,043 | 1,043 | 1,043 |

Regim intermediar

Coeficientul $\alpha_1$ se poate calcula din funcţia ale cărei valori dependente de criteriul Re sînt date în tabelul 3.22.

$$Bo = \frac{Nu}{Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}} \qquad (3.273)$$

Tabelul 3.22. Dependenţa Bo - Re

| $Re.10^{-3}$ | 2,2 | 2,3 | 2,5 | 3 | 3,5 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Bo | 2,2 | 3,6 | 4,9 | 7,5 | 10 | 12,2 | 16,5 | 20 | 24 | 27 | 30 | 33 |

Pentru difil şi alţi agenţi termici organici se poate utiliza formula pentru regim turbulent, valorile lui $\alpha$ obţinute se multiplică însă cu coeficientul $\varphi$ :

$$\varphi = 1 - \frac{600000}{Re^{1,8}} \qquad (3.274)$$

Regim laminar

$$Nu = 0,17\ Re^{0,33}\ Pr^{0,43}\ Gr^{0,1}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.275)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a agentului termic iar dimensiunea caracteristică $d_{echiv.}$ Ecuaţia de mai sus este valabilă pentru $Re \leqslant 2200$ şi $l/d \geqslant 50$. Pentru rapoarte $l/d < 50$, valorile din ecuaţia (3.275) se multiplică cu coeficientul $\varepsilon_\ell$ din tabelul 3.23.

Tabelul 3.23. Dependenţa $\varepsilon_\ell - l/d$

| l/d | 1 | 2 | 5 | 10 | 15 | 20 | 30 | 40 | 50 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_\ell$ | 1,9 | 1,7 | 1,44 | 1,28 | 1,18 | 1,13 | 1,05 | 1,02 | 1 |

Scanned with OKEN Scanner

Pentru amestec difil $\alpha_1$ se calculează cu formula:

$$\alpha_1 = \varepsilon_d \cdot \varepsilon_T \cdot \varepsilon_l \cdot \alpha_r \qquad (3.276)$$

în care $\varepsilon_d$, $\varepsilon_T$, $\varepsilon_l$ sînt coeficienţi depinzînd de diametrul ţevii, temperatură şi respectiv raportul l/d, daţi în tabelele 3.24, 3.25 şi respectiv 3.23.

Tabelul 3.24. Dependenţa $\varepsilon_d$ în funcţie de diametrul ţevilor

| d, mm | 20 | 30 | 40 | 50 | 70 | 80 | 100 | 150 | 200 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_d$ | 4,24 | 3,68 | 3,27 | 3,03 | 2,68 | 2,54 | 2,35 | 2,02 | 1,81 |

Tabelul 3.25. Valorile coeficienţilor $\varepsilon_T$ în funcţie de temperatura amestecului difil

| T, K | 298 | 323 | 348 | 373 | 398 | 423 | 448 | 473 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_T$ | 0,79 | 0,83 | x 0,855 | 0,893 | 0,915 | 0,95 | 0,96 | 0,97 |
| T, K | 498 | 523 | 548 | 573 | 598 | 623 | 648 | 673 |
| $\varepsilon_T$ | 0,97 | 0,985 | 1 | 1,01 | 1,008 | 0,985 | 0,96 | 0,94 |

Valorile coeficientului $\alpha_r$ pentru temperatura de 548 K sînt date în funcţie de viteză în tabelul 3.26.

Tabelul 3.26. Valorile coeficientului parţial de transfer de căldură relativ $\alpha_r$ (w/m$^2$K), în funcţie de viteză şi de diferenţa de temperatură.

| w, m/s | ΔT, K | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 5 | 10 | 15 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 |
| 0,06 | 32,6 | 35,0 | 36,2 | 37,3 | 39,6 | 40,7 | 40,9 | 41,9 | 43,1 | 43,1 | 44,3 |
| 0,07 | 35,0 | 38,5 | 39,6 | 39,6 | 40,7 | 43,1 | 43,1 | 44,3 | 45,4 | 45,4 | 46,6 |
| 0,08 | 36,2 | 40,7 | 41,9 | 41,9 | 43,1 | 44,3 | 45,4 | 46,6 | 47,8 | 47,8 | 48,9 |
| 0,09 | 37,3 | 41,9 | 43,1 | 43,1 | 45,4 | 46,6 | 47,8 | 47,8 | 48,9 | 50,1 | 51,3 |
| 0,10 | 38,5 | 43,1 | 44,3 | 44,3 | 46,6 | 47,8 | 48,9 | 50,1 | 51,3 | 52,9 | 53,6 |
| 0,15 | 44,3 | 50,1 | 51,3 | 51,3 | 53,6 | 54,7 | 55,9 | 57,1 | 58,9 | 59,4 | 59,4 |
| 0,20 | 48,9 | 54,7 | 55,9 | 55,9 | 58,2 | 60,5 | 61,6 | 62,9 | 64,1 | 65,1 | 66,4 |
| 0,30 | 55,9 | 62,9 | 56,0 | 56,0 | 66,4 | 68,7 | 71,0 | 71,0 | 73,4 | 74,5 | 74,5 |
| 0,40 | 61,6 | 68,7 | 71,0 | 71,0 | 73,4 | 75,6 | 78,0 | 79,1 | 80,4 | 71,5 | 82,7 |
| 0,50 | 66,4 | 73,4 | 75,6 | 75,6 | 79,1 | 81,5 | 83,9 | 85,0 | 86,1 | 87,4 | 88,5 |

Scanned with OKEN Scanner

Valoarea medie a criteriului Nusselt pe lungimea ţevii se calculează cu formula:

$$Nu = 0,5\ Pe \cdot \frac{d}{l} \cdot \frac{\theta}{2 - \theta} \qquad (3.277)$$

în care $\theta$ este temperatura adimensională, calculată cu formulele:

- pentru răcirea agentului termic

$$\theta = 21\ (Pe\ \frac{d}{l})^{-\frac{2}{3}}\ Pr^{-0,2} \left(\frac{\eta_p}{\eta}\right)^{-0,06} \qquad (3.278)$$

- pentru încălzire

$$\theta = 9\ (Pe\ \frac{d}{l})^{-\frac{2}{3}}\ Pr^{-0,03} \left(\frac{\eta_p}{\eta}\right)^{-0,15} \qquad (3.279)$$

în care $\eta_p$ şi $\eta$ sînt coeficienţii vîscozităţii dinamice la temperatura peretelui şi respectiv fluidului. Ecuaţia este valabilă în domeniul: $100 < Re < 2300$ ; $100 < (Pe\ \frac{d}{l}) < 6500$ ; $40 < Pr < 800$; $60 < \frac{l}{d} < 235$ ; $Gr < 3000$ ; $(Gr.Pr) < 14.10^4$.

Pentru canale curbe coeficientul $\alpha$ se majorează cu un coeficient x, calculat cu ecuaţia (3.270).

Curgerea transversală peste o ţeavă

$Re = 10 \div 1000$

$$Nu = 0,59\ Re^{0,47}\ Pr^{0,38} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.280)$$

$Re = 1000 \div 2.10^5$

$$Nu = 0,21\ Re^{0,62}\ Pr^{0,38} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.281)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului, mărimea geometrică caracteristică este diametrul exterior al ţevii. Formulele sînt valabile pentru unghi de atac a curentului de fluid de 90° şi formă cilindrică a ţevilor.

Curgerea transversală peste un fascicul de ţevi

$Re < 1000$ , fascicul de ţevi decalate şi nedecalate:

$$Nu = 0,56\ Re^{0,5}\ Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \varepsilon_\varphi \qquad (3.282)$$

$Re > 1000$, pentru fascicul de ţevi nedecalate:

$$Nu = 0,22\ Re^{0,65}\ Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \varepsilon_\varphi \qquad (3.283)$$

idem, pentru fascicuk de ţevi decalate:

$$Nu = 0,4\ Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.284)$$

Temperatura determinantă este temperatura lichidului, iar mărimea geometrică caracteristică este diametrul exterior al ţevii.

Formulele de mai sus dau coeficienţii de transfer pentru al treilea rînd de ţevi şi următoarele. Pentru primul rînd şi al doilea valorile sînt 60% ( $\varepsilon_{\alpha I} = 0,6$) şi respectiv 90% ($\varepsilon_{\alpha II}=0,9$) din valoarea corespunzătoare celui de al treilea rînd.

Coeficientul mediu de transfer pe fascicul este:

$$\alpha_{1\ med} = \frac{\alpha_I F_1 + \alpha_{II} F_2 + \alpha_1 F_3 + \ldots + \alpha_1 F_n}{F_1 + F_2 + \ldots + F_n} \qquad (3.285)$$

în care $\alpha_I$, $\alpha_{II}$, $\alpha_1$ sînt coeficienţii pe rîndurile 1, 2, 3 şi următoarele, iar $F_1$, $F_2$,...,$F_n$ sînt suprafeţele ţevilor din rîndurile 1, 2, 3 şi următoarele.

Dacă diametrul ţevilor este acelaşi

$$\alpha_{1\ med} = \frac{\alpha_1 \left[(\varepsilon\alpha_I n_I + \varepsilon\alpha_{II} n_{II} + n - (n_I + n_{II})\right]}{n} \qquad (3.286)$$

în care $n_I$, $n_{II}$ sînt numărul de ţevi din rîndurile I şi II, iar n - numărul total de ţevi ale fasciculului.

Influenţa unghiului de atac este dată prin coeficientul $\varepsilon_\varphi$ din tabelul 3.27.

Tabelul 3.27. Valoarea coeficientului $\varepsilon_\varphi$ funcţie de unghiul de atac

| $\varphi$ | 90 | 80 | 70 | 60 | 50 | 40 | 30 | 20 | 10 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_\varphi$ | 1 | 1 | 0,98 | 0,94 | 0,88 | 0,78 | 0,67 | 0,52 | 0,42 |

Pentru gaze $(Pr/Pr_p)=1$ şi formulele se simplifică. Pentru aer la $Re > 1000$ şi dispunere decalată a ţevilor:

$$Nu = 0,356\ Re^{0,6}\ \varepsilon_\varphi \qquad (3.287)$$

Pentru amestec difil $\alpha_1$ se calculează cu relaţia:

$$\alpha_1 = \varepsilon_T\ \varepsilon_\varphi \alpha_r\ , \quad w/m^2K \qquad (3.288)$$

în care $\varepsilon_T$, $\varepsilon_\varphi$ sînt coeficienţii care ţin seama de influenţa temperaturii şi a unghiului de atac iar $\alpha_r$ este valoarea coeficientului $\alpha_1$ la temperatura de 548 K (tabelele 3.28,- 3.31).

Tabelul 3.28. Valorile coeficientului $\varepsilon_T$ pentru dispunerea nedecalată a ţevilor.

| T,K | 323 | 373 | 398 | 448 | 498 | 548 | 598 | 648 | 673 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_T$ | 0,59 | 0,74 | 0,79 | 0,89 | 0,96 | 1,0 | 0,99 | 0,96 | 0,94 |

Tabelul 3.29. Idem, pentru dispunere decalată

| T,K | 323 | 373 | 398 | 448 | 498 | 548 | 573 | 598 | 648 | 673 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\varepsilon_T$ | 0,65 | 0,75 | 0,82 | 0,90 | 0,96 | 1,0 | 1,02 | 0,99 | 0,95 | 0,92 |

Tabelul 3.30. Valorile lui $\alpha_r$ pentru dispunere nedecalată

| v m/s | Diametrul ţevii, d, mm | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | 50 | 70 | 80 |
| 0,2 | 1030 | 955 | 892 | 852 | 805 | 778 | 750 | 665 | 635 |
| 0,3 | 1348 | 1234 | 1159 | 1103 | 1043 | 1009 | 972 | 865 | 826 |
| 0,4 | 1611 | 1490 | 1401 | 1330 | 1251 | 1217 | 1175 | 1042 | 995 |
| 0,5 | 1875 | 1730 | 1625 | 1550 | 1469 | 1415 | 1361 | 1211 | 1156 |
| 0,6 | 2130 | 1990 | 1851 | 1745 | 1665 | 1610 | 1538 | 1373 | 1279 |
| 0,7 | 2322 | 2150 | 2019 | 1920 | 1819 | 1752 | 1695 | 1501 | 1431 |
| 0,8 | 2540 | 2360 | 2210 | 2097 | 1985 | 1920 | 1860 | 1648 | 1565 |
| 0,9 | 2740 | 2530 | 2375 | 2265 | 2120 | 2065 | 1998 | 1775 | 1687 |
| 1,0 | 2937 | 2700 | 2540 | 2420 | 2295 | 2210 | 2140 | 1898 | 1808 |
| 1,2 | 3310 | 3050 | 2868 | 2728 | 2587 | 2490 | 2400 | 2140 | 2037 |
| 1,4 | 3660 | 3370 | 3170 | 3020 | 2858 | 2758 | 2660 | 2362 | 2253 |
| 1,6 | 3975 | 3670 | 3437 | 3270 | 3100 | 2998 | 2900 | 2565 | 2448 |
| 1,8 | 4275 | 3960 | 3720 | 3530 | 3351 | 3238 | 3110 | 2770 | 2648 |
| 2,0 | 4600 | 4250 | 3980 | 3800 | 3600 | 3480 | 3357 | 2970 | 2842 |

Tabelul 3.31. Idem, pentru dispunere decalată

| v m/s | Diametrul ţevii, d, mm | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | 50 | 70 | 80 |
| 0,2 | 1189 | 1087 | 1000 | 948 | 884 | 861 | 820 | 710 | 669 |
| 0,3 | 1512 | 1385 | 1280 | 1210 | 1140 | 1100 | 1047 | 914 | 855 |
| 0,4 | 1801 | 1651 | 1512 | 1442 | 1361 | 1315 | 1210 | 1081 | 1018 |
| 0,5 | 2060 | 1887 | 1745 | 1648 | 1549 | 1490 | 1420 | 1245 | 1152 |
| 0,6 | 2300 | 2098 | 1945 | 1833 | 1721 | 1665 | 1581 | 1385 | 1280 |
| 0,7 | 2505 | 2290 | 2128 | 2000 | 1861 | 1815 | 1783 | 1512 | 1409 |
| 0,8 | 2192 | 2560 | 2360 | 2235 | 2105 | 2015 | 1920 | 1688 | 1570 |
| 0,9 | 2937 | 2680 | 2490 | 2350 | 2210 | 2130 | 2013 | 1780 | 1670 |
| 1,0 | 3120 | 2862 | 2650 | 2490 | 2560 | 2268 | 2150 | 1885 | 1759 |
| 1,2 | 3460 | 3180 | 2942 | 2767 | 2620 | 2518 | 2400 | 2095 | 1955 |
| 1,4 | 3795 | 3491 | 3221 | 3040 | 2863 | 2760 | 2630 | 2305 | 2150 |
| 1,6 | 4140 | 3790 | 3528 | 3320 | 3140 | 3028 | 2863 | 2510 | 2330 |
| 1,8 | 4420 | 4050 | 3760 | 3540 | 3340 | 3210 | 3070 | 2680 | 2510 |
| 2,0 | 4710 | 4330 | 4001 | 3770 | 3550 | 3420 | 3260 | 2853 | 2680 |

La încălzirea aparatelor auxiliare din instalaţiile de polimerizare cu agenţi termici organici în stare lichidă se recomandă utilizarea formulei:

$$Nu = 0,5\ Pe\ \frac{2b}{\ell}\cdot\frac{h}{h+b}\cdot\frac{\theta}{2-\theta} \qquad (3.289)$$

în care $\theta$ este temperatura adimensională, calculată cu ecuaţiile:
- pentru răcirea agentului termic:

$$\theta = 21\left(Pe\ \frac{d}{\ell}\right)^{-2/3} Pr^{-0,2} \left(\frac{\eta_p}{\eta}\right)^{-0,06}$$

- pentru încălzirea agentului termic:

$$\theta = 9\left(Pe\ \frac{d}{\ell}\right)^{-2/3} Pr^{-0,03} \left(\frac{\eta_p}{\eta}\right)^{-0,15}$$

în care $\eta_p$ şi $\eta$ sînt, respectiv, vîscozitatea dinamică a agentului termic la temperatura peretelui şi la temperatura lichidului. Dimensiunea caracteristică este diametrul echivalent al canalului, m. Relaţia este valabilă la h/b (raport între înălţimea şi lăţimea canalului) $\leq 5$ şi în domeniul $100 < Re < 2300$; $100 < Pe.d_e/\ell < 6500$; $40 < Pr < 800$; $60 < \ell/d < 235$; $Gr < 300$; $(Pr.Gr) < 14.10^4$.

Condensarea peliculară a vaporilor saturaţi

a) Pe o suprafaţă plană sau cilindrică verticală:
- pentru $(Ga.Pr.K) \leq 10^{15}$ $\quad (K = r/c_p.\Delta t)$

$$Nu = 1,15(Ga.Pr.K)^{1/4} \qquad (3.290)$$

- pentru $(Ga.Pr.K) > 10^{15}$

$$Nu = 0,0646\ (Ga.Pr.K)^{1/3} \qquad (3.291)$$

b) Pe suprafaţa exterioară a unei ţevi orizontale:

$$Nu = 0,72\ (Ga.Pr.K)^{1/4} \qquad (3.292)$$

Înlocuind criteriile din formulele de mai sus, se obţine:

$$\alpha_1 = 1,15\left(\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta \Delta t.H}\right)^{1/4} ; \quad \alpha_1 = 0,72\left(\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta \Delta t.d}\right)^{1/4} \qquad (3.293)$$

în care H este înălţimea suprafeţei, iar d - diametrul ţevii. Constantele fizico-chimice ale condensatului se consideră la temperatura medie a peliculei $t_{pel} = 0,5(T_{cond} + T_p)$, iar r se ia la temperatura de condensare.

La condensarea vaporilor pe suprafaţa unui fascicul tubular orizontal coeficientul $\alpha_1$ se calculează cu formula:

$$\alpha_{1\ med} = \varepsilon_n \alpha \qquad (3.294)$$

în care $\alpha$ - coeficientul pentru o singură ţeavă şi $\varepsilon_n$ - coeficient care ţine seama de numărul şi dispoziţia ţevilor din fascicul (tabelul 3.32)

Tabelul 3.32. Valorile coeficientului de corecţie $\varepsilon_n$ în funcţie de numărul şi aşezarea ţevilor.

| Nr.de rînduri | Dispunerea | | | Nr.de rînduri | Dispunerea | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | nedecalate | decalate (şah) | oarecare | | nedecalate | decalate (şah) | oarecare |
| 1 | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 11 | 0,550 | 0,645 | 0,892 |
| 2 | 0,850 | 1,000 | 0,971 | 12 | 0,540 | 0,630 | 0,891 |
| 3 | 0,115 | 0,900 | 0,949 | 13 | 0,525 | 0,620 | 0,890 |
| 4 | 0,125 | 0,840 | 0,930 | 14 | 0,515 | 0,610 | 0,889 |
| 5 | 0,680 | 0,795 | 0,919 | 15 | 0,510 | 0,600 | 0,889 |
| 6 | 0,645 | 0,760 | 0,911 | 16 | 0,500 | 0,590 | 0,888 |
| 7 | 0,620 | 0,730 | 0,905 | 17 | 0,495 | 0,585 | 0,887 |
| 8 | 0,600 | 0,705 | 0,899 | 18 | 0,485 | 0,580 | 0,886 |
| 9 | 0,580 | 0,680 | 0,896 | 19 | 0,480 | 0,575 | 0,885 |
| 10 | 0,560 | 0,660 | 0,894 | 20 | 0,475 | 0,570 | 0,885 |

La condensarea vaporilor de difil şi curgerea laminară a peliculei (Re < 10)

$$\alpha_1 = 0{,}945 \left( \frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta (T_c - T_p) H} \right)^{1/4} \qquad (3.295)$$

Pentru curgerea turbulentă se recomandă:

$$Nu = 1{,}468.10^{-26} Ga^{2{,}12} Pr.K^{-5{,}37} \qquad (3.296)$$

Criteriile se calculează la temperatura peretelui, formula fiind valabilă în domeniul $Ga = 9{,}15.10^{11} \div 4{,}15.10^{15}$; $K = 0{,}445 \div 3{,}8$; $Pr = 4 \div 45{,}3$.

La condensarea vaporilor de difil pe conducte orizontale:

$$\alpha_1 = 0{,}724 \left( \frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta (T_c - T_p) d} \right)^{1/4}, \ w/m^2K \qquad (3.297)$$

Temperatura determinantă este temperatura de condensare.

Condensarea în interiorul ţevilor orizontale şi al serpentinelor a vaporilor de apă:

$$\alpha_1 = 1{,}36.A.q^{0,5} L^{0,35} d^{-0,25}, \ w/m^2K \qquad (3.298)$$

în care A - coeficient care ţine seama de caracteristicile vaporilor şi ale apei; $q$ - densitatea fluxului termic, $w/m^2$; L - lungimea ţevii, m; d - diametrul interior al ţevii, m.

La utilizarea vaporilor de substanţe organice se pot folosi relaţiile:

$$\alpha_1 = 1959\ v^{0,83}\ p^{0,65}, \ w/m^2K \qquad (3.299)$$

$$\alpha_1 = 241\ p^{0,14}\ q^{0,43}, \ w/m^2K \qquad (3.300)$$

în care p - presiunea absolută, $N/cm^2$; v - viteza vaporilor în conductă, m/s.

La încălzirea locală a aparatelor de polimerizare cu ajutorul vaporilor de substanţe organice prin intermediul încălzitoarelor cu rezistenţe electrice, coeficientul $\alpha_1$ se calculează cunrelaţia:

$$\alpha_1 = A.q^{0,7}, \ w/m^2K \qquad (3.301)$$

în care A=2,5 pentru difil şi 2,21 pentru ditolilmetan (pentru $q < 158100\ w/m^2$)

## Transferul de căldură de la perete la mediul de reacţie

Pentru reactoarele prevăzute cu manta, serpentină interioară sau alte elemente interioare de încălzire, coeficientul $\alpha_2$ se poate calcula du relaţia.criterială:

$$Nu = C(Gr.Pr)^n \qquad (3.302)$$

în care C şi n depind de regimul de curgere (tabelul 3.33).

Tabelul 3.33. Valorile lui C şi n din ec.(3.302)

| Regimul | Gr.Pr | C | n |
|---|---|---|---|
| Pelicular | $1.10^{-3}$ | 0,5 | 0 |
| Intermediar | $1.10^{-3}$ - $5.10^{2}$ | 1,18 | 1/8 |
| Laminar | $5.10^{2}$ - $2.10^{7}$ | 0,54 | 1/4 |
| Turbulent | $2.10^{7}$ - $1.10^{13}$ | 0,135 | 1/3 |

Ecuaţiile prezentate în tab.3.33 sînt valabile pentru lichide sub formă de picături şi volatile, pentru $Pr \geqslant 0,7$ şi obiect udat de orice formă.

Temperatura determinantă este temperatura medie a filmului, iar dimensiunea caracteristică este înălţimea H pentru cazul schimbătoarelor verticale şi diametrul d pentru cele orizontale.

In reactoarele cu fascicule tubulare, la începutul procesului de polimerizare, cînd vîscozitatea nu este mare, se pot utiliza relaţiile de mai sus. Pentru medii cu vîscozitate mare, în regim laminar, cînd $0,2 < Re < 250$ ; $20 < Pe.d/l < 600$; $0,1 < \eta/\eta_p < 10$, se utilizează formula:

$$Nu = 1,32 \left(Pe \frac{d}{l}\right)^{1/3} \left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{1/6} \qquad (3.303)$$

Caracteristicile fizice din criteriul Péclet se consideră la temperatura medie a stratului limită $T=0,5(T_1 + T_p)$, unde $T_1$ este temperatura mediului la intrare şi $T_p$ - temperatura peretelui. In criteriul Re, temperatura determinantă este $T_1$. Dimensiunea caracteristică este diametrul interior al ţevilor. Coeficientul de conductivitate $\lambda$ din criteriul Nu se consideră la temperatura medie a peretelui.

La curgerea topiturilor de polimer prin canale cu secţiúne circulară se utilizează relaţiile empirice:

- pentru polietilenă

$$\alpha_2 = 10,2\ q^{0,23}\ d^{-0,7}\ v^{0,33}\ , \ w/m^2K \qquad (3.304)$$

-polistiren

$$\alpha_2 = 5,7\ q^{0,27}\ d^{-0,6}\ v^{0,33}\ , \ w/m^2K \qquad (3.305)$$

- policlorură de vinil

$$\alpha_2 = 0,87\ q^{0,4}\ d^{-0,7}\ v^{0,33}\ , \ w/m^2K \qquad (3.306)$$

- policaprolactamă

$$\alpha_2 = 1,95\ q^{0,4}\ d^{-0,7}\ v^{0,33}\ , \ w/m^2K \qquad (3.307)$$

în care q - intensitatea fluxului termic, $w/m^2$; d - diametrul canalului, mm, v - viteza topiturii de polimer, mm/s.

Pentru calculul lui $\alpha_2$ se mai poate utiliza şi formula:

$$Nu = 0,5\ Pe^{0,33}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad (3.308)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a mediului de reacţie.

In reactoarele de polimerizare cu agitatoare şi manta de încălzire:

$$Nu = C\ Re_a^{0,67}\ Pr^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14} \qquad (3.309)$$

în care C se ia în funcţie de $Re_a$. Pentru vase cu funduri sferice

$300 < Re_a < 400000$ , $C = 0,36$

$20 < Re_a < 400$ , $C = 0,54$

$400 < Re_a < 10000$ , $C = 0,74$

Pentru domeniul $30 < Re_a < 50000$ :

$$Nu = 0,415\ Re_a^{0,67}\ Pr^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,24} \qquad (3.310)$$

Pentru agitatoarele tip ancoră:

$30 < Re_a < 300$ , $Nu = Re_a^{0,5}\ Pr^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,18}$

$300 < Re_a < 4000$ , $Nu = 0,38\ Re_a^{0,67}\ Pr^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,18}$

sau

$30 < Re_a < 4000$ , $Nu = 0,415\ Re_a^{0,67} Pr^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14}$

In cazul amestecării lichidelor vîscoase în vase cu funduri plane în domeniul $10^2 < Re_a < 2.10^5$ ; $Pr = 100 \div 8500$; $\eta / \eta_p = 0,3 \div 0,7$, $\alpha_2$ se determină cu relaţiile:

- pentru agitatoare cu două palete înclinate la 45° şi raportul b/d (lăţime/diametru) = 0,194:

$$Nu = 1,25\ Re_a^{0,5} Pr^{0,24}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14} \qquad (3.311)$$

- pentru agitatoare cu două palete drepte:

$$Nu = 1,455\ Re_a^{0,5} Pr^{0,24}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14} \qquad (3.312)$$

- pentru agitator cadru:

$$Nu = 0,8\ Re_a^{0,5}\ Pr^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14} \qquad (3.313)$$

- pentru agitator ancoră:

$$Nu = 1,38\ Re_a^{0,5}\ Pr^{0,23}\ (\frac{\eta}{\eta_p})^{0,14} \qquad (3.314)$$

Pentru domeniul $Re_a = 5.10^4 \div 8,5.10^5$ și agitatoarele enumerate mai sus se poate utiliza relația:

$$Nu = 0,76\ Re_a^{0,66}\ Pr^{0,33}\ (\frac{\eta}{\eta_p})^{0,14}\ (\frac{H}{D})^{0,12}\ (\frac{d_a}{D}) \qquad (3.315)$$

în care H este înălțimea lichidului suspus agitării, m.

Pentru agitatoare cu elice și $30 < Re_a < 50000$:

$$Nu = 0,543\ Re_a^{0,67}\ Pr^{0,25}\ (\frac{\eta}{\eta_p})^{0,14} \qquad (3.316)$$

Pentru aparate cu funduri plane:

$$Nu = 0,85\ Re_a^{0,5}\ Pr^{0,33}\ (\frac{\eta}{\eta_p})^{0,14} \qquad (3.317)$$

In vase cu difuzor:

$$Nu = 0,3\ Re_a^{0,67}\ Pr^{0,14}\ (\frac{\eta}{\eta_p})^{0,14} \qquad (3.318)$$

In aceste relații domeniul este $10^2 < Re_a < 2.10^5$ ; Pr = 100 ÷ 8500; $\eta / \eta_p = 0,3 \div 0,7$.

In toate cazurile de mai sus temperatura determinantă este temperatura medie a mediului $T = 0,5(T_1 + T_p)$, unde $T_1$ este temperatura în centrul aparatului. Mărimea caracteristică este diametrul vasului.

Reactoare prevăzute cu serpentină și agitator paletă, bandă sau turbină cu palete drepte:

$$Nu = 1,4\ Re_a^{0,62}\ Pr^{0,33}\ (\frac{\eta}{\eta_p})^{0,14} \qquad (3.319)$$

Temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului și mărimea caracteristică - diametrul vasului.

In cazul sistemelor asemănătoare din punct de vedere hidrodinamic, coeficientul $\alpha_2$ la sistemul cu serpentină se poate considera ca fiind 65% din $\alpha_2$ la sistemul fără serpentină.

Calculul coeficientului global de transfer de căldură

Pentru perete plan, curat, cu mai multe straturi:

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (3.320)$$

Dacă se consideră numai un singur strat metalic de gro-

sime $\delta$ şi depuneri pe ambele feţe ale acestuia, avem:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{dp1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{dp2} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (3.321)$$

în care $r_{dp}$ sînt rezistenţe termice pentru depunerile de partea fluidului 1 şi 2.

Deoarece rezistenţa termică a depunerilor este specifică fiecărui sistem reactant şi în general aceasta nu se cunoaşte, se calculează coeficientul global $K_o$, pentru perete curat, valoare care se multiplică cu un coeficient $\varphi < 1$.

$$K = \varphi K_o \qquad (3.322)$$

Pentru suprafeţe care nu necesită curăţirea $\varphi = 0,7 - 0,8$ iar pentru cele cu depuneri - $\varphi = 0,4 - 0,5$.

Deoarece, aşa cum s-a mai arătat, în procesele de polimerizare viscozitatea mediului variază foarte mult, ceea ce determină o variaţie puternică a coeficientului parţial $\alpha_2$, se poate calcula o valoare medie a acestuia, şi deci a lui K:

$$\alpha_{2med} = \frac{\int_{t_i}^{t_f} \alpha_2(t)\, dt}{t_f - t_i} \qquad (3.323)$$

$$K_{med} = \frac{\int_{t_i}^{t_f} K(t)\, dt}{t_f - t_i} \qquad (3.324)$$

Integrarea se realizează în general grafic, iar dacă variaţiile sînt liniare:

$$K_{med} = 0,5\,(K_i + K_f) \qquad (3.325)$$

în care indicii "i" şi "f" se referă la condiţii iniţiale şi finale ale procesului.

In tabelul 3.34 se prezintă valori orientative pentru coeficientul global de schimb de căldură.

## Calculul diferenţei de temperatură

### a) Transferul de căldură în regim staţionar

Pentru echicurent sau contracurent:

$$\Delta t_{med} = \frac{\Delta t_M - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_M}{\Delta t_m}} \qquad (3.326)$$

în care $\Delta t_M$ şi $\Delta t_m$ sînt diferenţa maximă şi minimă de temperatură.

Pentru $\Delta t_M / \Delta t_m < 2$, se poate înlocui media logaritmică cu media aritmetică a celor două diferenţe.

Tabelul 3.34. Coeficientul total de transfer al căldurii, K

| Fluidul 1 | Fluidul 2 | Condiţii | K ($W/m^2K$) | Aparate |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Gaz | Gaz | | 3,5 - 12 | Schimbătoare de căldură tubulare<br>Suprafincălzitoare de abur |
| | | | 12 - 35 | Schimbătoare de căldură cu ţevi coaxiale |
| | Lichid în fierbere | Fluidul 1 gaze de ardere | 5,8 - 58 | Cazane de abur |
| | Vapori în condensare | Fluidul 1 în convecţie liberă | 5,8 - 58 | Radiatoare cu abur<br>Conducte de abur (cu aer) |
| | | Fluidul 1 în convecţie forţată | 12 - 58 | Incălzire cu aer<br>Radiatoare cu aripioare |
| Lichid | Gaz | Aer la presiune normală în convecţie liberă | 5,8 - 23 | Radiatoare cu apă caldă<br>Răcitoare cu aer |
| | | Aer la presiune normală în convecţie forţată | 12 - 58 | Răcitoare<br>Economizatoare<br>Cuptoare tubulare |
| | | Aer la $300.10^5$ Pa în convecţie forţată | 58 - 580 | Schimbătoare de căldură cu ţevi coaxiale<br>Răcitoare în cascadă |
| | Lichid | Lichide vîscoase, curgere laminară, convecţie liberă | 58 - 290 | Răcitoare cu ulei<br>Serpentine<br>Răcitoare cu manta sau cu serpentina cu agitator |
| | | Apă în curgere turbulentă | 290 - 930 | Schimbătoare de căldură tubulare<br>Răcitoare în cascadă<br>Răcitoare cu manta sau cu serpentine cu agitator |
| | | Lichid în straturi subţiri, viteze mari | 930 - 2330 | Schimbătoare de căldură cu ţevi coaxiale<br>Schimbătoare de căldură spirale |

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|---|---|---|---|---|
| Lichid | Lichide în fierbere | Lichide vîscoase în fierbere | 27 - 350 | Răcitoare cu ulei |
| | | Amoniac în fierbere | 120 - 310 | Răcitoare cu saramură<br>Vaporizatoarele frigoriferelor |
| | Vapori în condensare | Lichide vîscoase | 58 - 350 | Încălzitoare cu ulei. Încălzitoare cu circulaţie |
| | | Vaporii lichidelor organice, apă | 230 - 810 | Condensatoare pentru vaporii lichidelor organice<br>Aparate cu difenil |
| | | Abur-lichide organice | 580 - 2330 | Condensatoare tubulare<br>Condensatoare în cascadă<br>Răcitoare cu manta sau cu serpentină, cu agitator |
| | | Abur-apă | 2330 - 4070 | Condensatoare tubulare |
| Vapori în condensare | Lichid în fierbere | Lichide vîscoase, convecţie liberă | 350 - 700 | Evaporatoare<br>Răcitoare cu manta sau cu serpentină, fără agitator |
| | | Lichide cu vîscozitate mică, convecţie liberă | 580 - 1160 | |
| | | Lichide cu vîscozitate mică, convecţie forţată | 1160 - 3500 | Răcitoare cu manta sau cu serpentină, cu agitator |

Pentru transferul în curent mixt:

$$\Delta t_{med} = f \cdot \Delta t_m \qquad (3.327)$$

în care f este un coeficient de corecţie care se ia din tabele.

b) Transferul de căldură în regim nestaţionar

$b_1$) Variaţia temperaturilor numai în timp - Este cazul încălzirii reactoarelor tip autoclavă cu agenţi termici care condensează în manta.

$$\Delta t_{med} = \frac{\Delta t_o - \Delta t_z}{\ln \frac{\Delta t_o}{\Delta t_z}} \qquad (3.328)$$

în care $\Delta t_o$ şi $\Delta t_z$ sînt diferenţele de temperatură iniţială şi la timpul .

$b_2$) Temperatura unui fluid variază în timp, iar temperatura celui de al doilea fluid variază în timp şi spaţiu. + este

cazul răcirii conținutului unui reactor cu ajutorul unei serpentine.

$$t_{med} = \frac{t_{1i} - t_{1f}}{\ln \frac{t_{1i} - t_2'}{t_{1f} - t_2'}} \cdot \frac{B - 1}{B \ln B} \; ; \quad B = \frac{t_1 - t_2''}{t_1 - t_2'} \qquad (3.329)$$

în care $t_1$ este temperatura lichidului din vas, $t_2'$ - temperatura lichidului de răcire la intrarea în serpentină (constantă), $t_2''$ - temperatura la ieșirea din serpentină.

Temperatura inițială și finală a lichidului de răcire la ieșirea din serpentină se determină cu relațiile:

$$t_{2i}'' = \frac{(B-1)t_{1i} + t_2'}{B} \qquad (3.330)$$

$$t_{2f}'' = \frac{(B-1)t_{1f} + t_2'}{B} \qquad (3.331)$$

## Bilanțul termic al reactorului

Bilanțul termic se efectuează în scopul determinării consumului de agent termic necesar în proces și a cantității de căldură schimbate, într-o anumită fază a procesului (la reactoarele cu funcționare discontinuă) sau pe o anumită porțiune a reactorului (la reactoarele continui), prin suprafața de schimb de căldură oferită de manta sau/și de celelalte dispozitive de transfer de căldură.

In funcție de modul de operare a reactorului proiectat, bilanțul termic nu prezintă deosebiri esențiale, totuși prezentarea acestuia se va face separat pentru cazul reactoarelor discontinui și al celor continui.

Fiind o expresie a legii conservării energiei, orice bilanț termic poate fi exprimat în forma generală:

$$\sum Q_i = \sum Q_f + \sum Q_a \qquad (3.332)$$

în care $\sum Q_i$ reprezintă suma cantităților de căldură intrate în reactor; $\sum Q_f$ - suma cantităților de căldură ieșite din reactor și $\sum Q_a$ - suma cantităților de căldură acumulate în reactor.

In cazul reactoarelor cu funcționare periodică bilanțul termic trebuie efectuat pe faze termice ale procesului. Astfel, presupunînd, de exemplu, că într-un reactor de polimerizare procesul decurge conform diagramei termice din figura 3.26, care cuprinde: I - faza de încălzire de la temperatura inițială $T_i$ a amestecului de reacție la temperatura de polimerizare $T_r$, în timpul $\tau_I$; II - faza de menținere a sistemului la temperatura constantă $T_r$ și a cărei durată este $\tau_{II}$ și III - faza de răcire a întregului sistem de la $T_r$ la temperatura finală $T_f$, în intervalul de timp $\tau_{III}$.

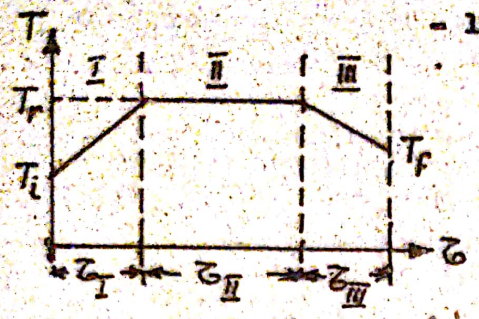



Figura 3.26

Pentru uşurinţă în calcule, se va considera că în fazele de încălzire şi de răcire a sistemului, nu are loc reacţie chimică, aceasta desfăşurîndu-se exclusiv în etapa de menţinere a temperaturii constante, cînd se atinge conversia x a monomerului, iar efectul termic al reacţiei este $\Delta H_r$.

In aceste condiţii, bilanţul termic se efectuează pentru fiecare din cele trei faze:

Faza I:

$$M_M C_{pM} T_{iM} + \sum_n M_n C_{pn} T_{in} + M_R C_{pR} T_{iR} + \begin{cases} D.i_D \\ W.C_{pW} T_{Wi} \end{cases} \pm \sum Q_{fiz} =$$

$$= M_M C_{pM} T_r + \sum_n M_n C_{pn} T_r + M_R C_{pR} T_r + \begin{cases} D.C_{pD} T_D \\ W.C_{pW} T_{Wf} \end{cases} + Q_p \qquad (3.333)$$

în care $M_M$ - masa de monomer introdusă în reactor într-o şarjă, kg;

$M_n$ - masa fiecăruia dintre cei n componenţi necesari într-o şarjă, kg;

$M_R$ - masa reactorului împreună cu agitatorul, kg;

$\sum Q_{fiz}$ - efectele termice datorate unor fenomene fizice ca: dizolvare, absorbţie, adsorbţie, solvatare, vaporizare, j;

$C_p$ - călduri specifice, j/kg.K;

D, W - cantitatea de agent termic care cedează căldura schimbîndu-şi starea de agregare şi respectiv fără schimbarea stării de agregare, kg;

$i_D$ - entalpia vaporilor, j/kg;

$T_{Wi}$, $T_{Wf}$ - temperatura iniţială şi respectiv finală a agentului termic care nu-şi schimbă starea de agregare, K;

$Q_p$ - căldura pierdută în exterior, care poate fi calculată sau se admite 5% din căldura schimbată sau transmisă agentului termic (căldura utilă), j.

Din ecuaţia (3.333) se calculează cantitatea D sau W de agent termic şi debitul $D/\tau_I$ sau $W/\tau_I$ al acestuia pentru prima fază a procesului.

Căldura utilă schimbată în faza I va fi:

$$Q_u^I = \begin{cases} \frac{D}{\tau_I}(i_D - C_{pD}T_D) = \frac{D}{\tau_I} r_D \\ \frac{W}{\tau_I} C_{pW}(T_{Wi} - T_{Wf}) \end{cases}$$

Faza II:

$$M_M C_{pM} T_r \pm M_M . x . \Delta H_r + \begin{cases} D.i_D \\ W.C_{pW} T_{Wi} \end{cases} \pm \sum Q_{fiz} = M_p C_{pp} T_r +$$

$$+ M_M(1-x) C_{pM} T_r + \begin{cases} D.C_{pD} T_D \\ W.C_{pW} T_{Wf} \end{cases} + Q_p \qquad (3.334)$$

în care $M_P$ este masa de polimer obţinută în urma reacţiei, avînd căldura specifică $C_{pP}$, celelalte mărimi avînd aceeaşi semnificaţie ca în ecuaţia (3.333).

Consumul total de agent termic pentru faza II va fi D sau W (rezultat din ec.(3.334)), iar debitul cu care va circula agentul în manta în această etapă va fi $D/\tau_{II}$ sau $W/\tau_{II}$. Căldura utilă pentru faza II:

$$Q_u^{II} = \begin{cases} \frac{D}{\tau_{II}} \cdot r_D \\ \frac{W}{\tau_{II}} C_{pP}(T_{Wf} - T_{Wi}) \end{cases}$$

Faza III:

$$M_P C_{pP} T_r + M_M(1-x) C_{pM} T_r + \sum_n M_n C_{pn} T_r + M_R C_{pR} T_r \pm \sum Q_{fiz} +$$

$$+ W \cdot C_{pW} T_{Wi} = M_P C_{pP} T_{Tf} + M_M(1-x) C_{pM} + \sum_n M_n C_{pn} T_f + M_R C_{pR} T_f +$$

$$W \cdot C_{pW} T_{Wf} + Q_p \qquad (3.335)$$

Din ecuaţia (3.335) se calculează cantitatea W şi debitul $W/\tau_{III}$ de agent de răcire pentru faza III şi apoi căldura utilă

$$Q_u^{III} = \frac{W}{\tau_{III}} \cdot C_{pW}(T_{Wf} - T_{Wi})$$

In cazul <u>reactoarelor cu funcţionare continuă</u> bilanţul termic se calculează o singură dată, pentru întregul reactor sau pe tronsoane, dacă reactorul are regim termic diferit în diverse tronsoane.

Păstrînd aceleaşi notaţii ca în cazul ecuaţiilor (3.333)-(3.335), trebuie menţionat faptul că în acest caz prin M se înţelege debitul de substanţă considerată (cunoscut din bilanţul de materiale).

$$M_M C_{pM} T_{Mi} + \sum_n M_n C_{pn} T_{ni} \pm \sum Q_{fiz} \pm M_M \cdot x \cdot \Delta H_r + \begin{cases} D \cdot i_D \\ W \cdot C_{pW} T_{Wi} \end{cases} =$$

$$= M_P C_{pP} T_r + M_M(1-x) C_{pM} T_r + \sum_n M_n C_{pn} T_r + \begin{cases} D \cdot C_{pD} T_D \\ W \cdot C_{pW} T_{Wf} \end{cases} + Q_p \qquad (3.336)$$

Din ecuaţia (3.336) se obţine debitul de agent termic D sau W şi căldura utilă:

$$Q_u = \begin{cases} D(i_D - C_{pD} T_D) \\ W \cdot C_{pW}(T_{Wf} - T_{Wi}) \end{cases}$$

## Verificarea suprafeţei de schimb de căldură

Pentru a verifica dacă suprafaţa oferită de mantaua reactorului sau a tronsoanelor acestuia este suficientă pentru realizarea transferului cantităţii de căldură utilă, se calculează suprafaţa de transfer termic necesară şi se compară cu suprafaţa reală de schimb de căldură.

In cazul reactoarelor cu funcţionare periodică, verificarea suprafeţei de transfer de căldură se face pentru faza cea mai solicitată termic (pentru care $Q_u$ este cea mai mare), iar pentru reactorul cu fucnţionare continuă - pentru întregul reactor sau pentru fiecare tronson al reactorului, cînd este cazul.

$$A_{nec} = \frac{Q_u}{K.\ \Delta T_{med}} \qquad (3.337)$$

în care $Q_u$ este cantitatea de căldură utilă, calculată în cadrul bilanţului termic; K - coeficientul global de transfer de căldură (v.ec.(3.320) - (3.325)) şi $\Delta T_{med}$ - media diferenţelor de temperatură (v.ec.(3.327) - (3.331)).

$$A_{real} = \pi D.H_m + A_f \qquad (3.338)$$

în care D şi $H_m$ sînt diametrul reactorului şi respectiv înălţimea părţii cilindrice a reactorului înconjurată de manta, iar $A_f$ este suprafaţa fundului reactorului.(Termenul al doilea al ec. (3.338) dispare în cazul în care mantaua reactorului este construită numai pentru suprafaţa laterală cilindrică).

In ceea ce priveşte valoarea diametrului D din ec.(3.338), aceasta se ia ca medie între diametrul interior şi cel exterior, dacă valorile $\alpha_1$ şi $\alpha_2$ ale coeficienţilor individuali de transfer de căldură pentru fluidul din manta şi din interiorul reactorului sînt de acelaşi ordin de mărime; dacă însă $\alpha_1$ şi $\alpha_2$ sînt forte diferiţi, se ia valoarea D de partea lui $\alpha$ cel mai mic.

Compararea celor două valori ale suprafeţei, obţinute cu ajutorul ec.(3.337) şi (3.338) poate conduce la următoarele concluzii:

a) Dacă $A_{real} \geq A_{nec}$, rezultă că suprafaţa de schimb de căldură este suficientă pentru transmiterea căldurii $Q_u$ masei de reacţie;

b) Dacă $A_{real} < A_{nec}$, trebuie luate măsuri pentru asigurarea transferului termic. In acest caz se procedează în felul următor:

- In cazul în care diferenţa $(A_{nec} - A_{real})$ este mică (1-2 $m^2$) se poate acţiona fie asupra lui K (mărind, de exemplu, turaţia agitatorului sau viteza de circulaţie a agentului termic în manta; se măreşte astfel $\alpha_2$, respectiv $\alpha_1$, deci şi K), fie asupra lui $\Delta T_{med}$ (mărind diferenţa de temperatură sau presiunea agentului termic în manta). Aceste încercări vor conduce la micşorarea lui $A_{nec}$ şi deci la realizarea inegalităţii dorite (a).

Trebuie menţionat faptul că măsurile propuse sînt limitate ca arie de acţiune, întrucît o serie de parametri (cum este turaţia, de pildă) sînt impuşi de considerente tehnologice şi deci variaţiile lor nu poate fi făcută decît într-un domeniu îngust de valori.

- In cazul cînd diferenţa $(A_{nec} - A_{real})$ este mare, se procedează la introducerea de suprafeţe suplimentare de schimb de căldură:

$$A_{supl} = A_{nec} - A_{real} \qquad (3.339)$$

Alegerea formei suprafeţei suplimentare de transfer depinde de spaţiul disponibil oferit de interiorul reactorului. Aceasta poate fi reprezentată de serpentine, fascicule de ţevi etc.

Pentru o serpentină interioară, de exemplu, se poate calcula lungimea ţevii acesteia, dacă se alege diametrul ei $d_ţ$:

$$\ell = \frac{A_{supl}}{\pi d_ţ} \qquad (3.340)$$

şi numărul n de spire, impunînd diametrul unei spire $d_s$, în funcţie de diametrul interior al reactorului:

$$n \cong \frac{\ell}{\pi d_s} \qquad (3.341)$$

Astfel putem şti şi înălţimea pe care o va avea acest schimbător de căldură suplimentar.

Consideraţii asemănătoare se pot face şi pentru orice altă formă de suprafaţă suplimentară de schimb de căldură.

Scanned with OKEN Scanner

## 3.2. Instalaţii pentru uscarea polimerilor

In industria de sinteză şi prelucrare a compuşilor macromoleculari, operaţia de uscare ocupă un loc important în majoritatea instalaţiilor, fiind indispensabilă fie pentru separarea polimerului din mediul de dispersie (în cazul emulsiilor), fie pentru asigurarea unei umidităţi reduse, impusă de utilizarea ulterioară a polimerului.

Dată fiind marea varietate de polimeri obţinuţi, diversele metode de polimerizare aplicate şi necesitatea realizării unei umidităţi finale foarte diferite, uscătoarele utilizate în industria polimerilor sînt foarte diferite atît în ceea ce priveşte construcţia şi funcţionarea lor, cît şi în privinţa condiţiilor de realizare a operaţiei.

De aceea, în continuare va fi prezentată metodica de calcul pentru cîteva tipuri de uscătoare mai frecvent întîlnite în instalaţiile de obţinere a compuşilor macromoleculari.

### 3.2.1. Calculul uscătorului cu tambur rotativ

Schema de principiu a unei instalaţii de uscare în tambur rotativ este prezentată în figura 3. 27.

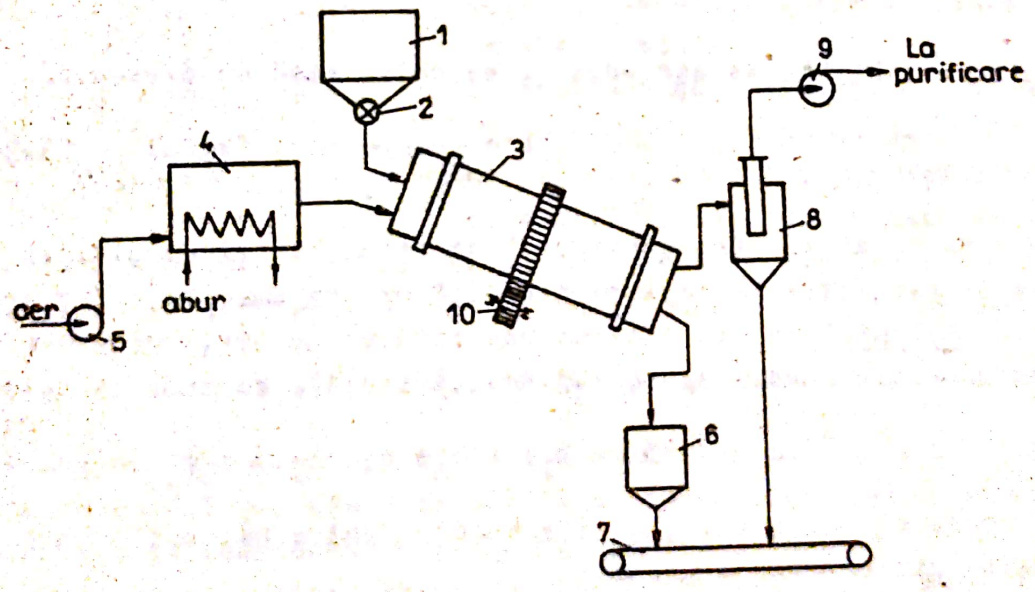



Fig.3.27.

1-buncăr; 2- alimentator; 3- uscător tambur; 4- bateria de încălzire a aerului; 5, 9- ventilatoare; 6- buncăr intermediar; 7-transportor; 8-ciclon; 10-transmisia cu roţi dinţate.

Pentru calculul uscătorului sînt necesare următoarele date de proiectare:

- Debitul de material uscat $G_u$ (kg/s)
- Umiditatea materialului: inițială $w_i$(%) și finală $w_f$(%)
- Diametrul particulelor de material $d_p$ (m)
- Temperatura inițială a materialului umed, $\theta_1$ (°C)
- Temperatura agentului de uscare (aer) la intrarea în uscător ($t_1$) și la ieșirea din uscător ($t_2$) (°C)
- Parametrii inițiali ai aerului utilizat ca agent de uscare (în general temperatura aerului atmosferic se admite $t_o$= 15-18°C, iar umiditatea lui relativă $\varphi_o$ = 70-75 %).

Se presupune că presiunea în uscător este cea atmosferică. Temperaturile $t_1$ și $t_2$ se aleg în funcție de stabilitatea termică a materialului.

Bilanțul de materiale și bilanțul termic al uscătorului permit calculul cantității de umiditate (W) îndepărtată din material, debitul de aer necesar pentru uscare și cantitatea de căldură consumată pentru încălzirea aerului.

$$W = G_u \frac{w_i - w_f}{100 - w_i} \quad (kg/s) \qquad (3.342)$$

Cantitatea de aer uscat L se calculează cu expresia:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1} \quad (kg/s) \qquad (3.343)$$

în care $x_1$ și $x_2$ sînt conținutul de umiditate al aerului la intrarea și respectiv la ieșirea din uscător (kg umiditate /kg aer uscat).

Bilanțul termic aplicat uscătorului cu aer, scris sub forma consumurilor specifice (q, kj/kg umiditate), conduce la relația:

$$q = q_b + q_s = l(I_2 - I_1) + q_m + q_t + q_p - c_p\theta_1 \qquad (3.344)$$

din care se poate calcula diferența între căldurile intrate și ieșite din camera de uscare

$$\Delta = c_p\theta_1 + q_s - (q_t + q_m + q_p) \qquad (3.345)$$

în care $c_p$ - căldura specifică a umidității din materialul umed, la temperatura $\theta_1$, kj/kg.K;

$q_s$ - consumul specific de căldură suplimentară, kj/kg umiditate; în cazul în care uscătorul lucrează după varianta normală de uscare, $q_s$=0;

$q_t$ - consumul specific de căldură cu dispozitivul de transport, dacă acesta există, kj/kg umiditate; $q_t = G_t C_{pt}(t_{tf} - t_{ti})/W$ ($G_t$ - masa transportorului, avînd căldura specifică $C_{pt}$ și temperaturile la intrarea și ieșirea din camera de uscare $t_{ti}$ și respectiv $t_{tf}$); în cazul cînd nu există asemenea transportor, $q_t=0$.

$q_m$ - cantitatea specifică de căldură preluată de materialul uscat, kj/kg umiditate; $q_m = G_u C_{pm}(\Theta_2 - \Theta_1)/W$, unde $C_{pm}$ - căldura specifică a materialului uscat și $\Theta_2$ - temperatura materialului uscat la ieșirea din camera de uscare. Temperatura $\Theta_2$ se ia aproximativ egală cu temperatura termometrului umed corespunzătoare parametrilor aerului la intrarea în camera de uscare (punctul B în figura 3.28).

$q_p$ - căldura pierdută în mediul înconjurător, kj/kg umiditate.

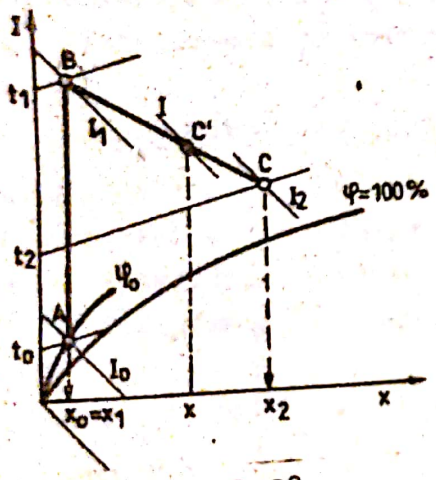



Fig.3.28

Pentru efectuarea calculelor se utilizează diagrama I-x și se procedează în modul redat de figura 3.28.

Punctele A (intersecția liniilor $\varphi_o$ și $t_o$) și B (intersecția verticalei din A cu linia $t_1$) se cunosc, astfel încît putem determina și ceilalți parametri: $x_o = x_1$ și respectiv $I_o$ și $I_1$.

Pentru a găsi dreapta de uscare, pentru care avem un punct (B), se găsește punctul C corespunzător parametrilor aerului la ieșirea din uscător, procedînd astfel: se alege o valoare arbitrară x (de exemplu x=0,1 kg/kg), pentru care se scrie ecuația liniei de uscare:

$$I = I_1 - \Delta(x - x_1) \quad \text{kj/kg aer uscat} \qquad (3.346)$$

în care $\Delta$ se calculează pe baza bilanțului termic.

In acest fel s-a găsit și cel de al doilea punct al dreptei de uscare, C', de coordonate x și I. Se trasează linia de uscare până la intersecția cu linia corespunzătoare temperaturii finale $t_2$ a aerului. Acesta reprezintă punctul final al uscării (C), pentru care se găsesc și ceilalți parametri $x_2$ și $I_2$.

In figura 3.29 s-a reprezentat diagrama I-x ce se va utiliza pentru calculul tuturor uscătoarelor prezentate.

Avînd astfel determinați toți parametrii aerului, se poate calcula consumul de aer uscat L și cantitatea de căldură cedată de aerul uscat în timpul uscării:

$$Q_u = L(I_2 - I_1) \quad (kj/s) \qquad (3.347)$$

Cantitatea de căldură necesară pentru încălzirea aerului în bateria de încălzire:

$$Q_b = L(I_1 - I_o) \quad (kj/s) \qquad (3.348)$$

reprezintă cantitatea de căldură cedată de aburul de încălzire în baterie. Din această relaţie se poate astfel calcula consumul de abur (D) necesar pentru încălzirea aerului:

$$D = \frac{Q_b}{r.x'} \quad (kg/s) \qquad (3.349)$$

în care r reprezintă căldura latentă de condensare a aburului corespunzătoare presiunii acestuia, iar x' este umiditatea aburului de încălzire. Presiunea aburului se alege astfel încît temperatura lui să fie cu 10K mai mare decît temperatura $t_1$ a aerului la ieşirea din calorifer.

Determinarea principalelor dimensiuni ale tamburului

Diametrul tobei se calculează din debitul de aer avînd conţinutul mediu de umiditate $x_m = (x_1 + x_2)/2$ şi temperatura medie $t_m = (t_1 + t_2)/2$, ţinînd seama că secţiunea liberă a tobei este $(1 - \psi)$, $\psi$ fiind coeficientul de umplere cu material:

$$L.\frac{V_o}{T_o}(T_o + t_m)\left(\frac{1}{M_{aer}} + \frac{x_m}{M_W}\right) = \frac{\pi d^2}{4}(1 - \psi)\, v \qquad (3.350)$$

în care $V_o$ = 22,4 $m^3$/kmol este volumul molar, $T_o$ =273°K - temperatura absolută, $M_{aer}$ şi $M_W$ - masele molare ale aerului şi respectiv vaporilor de umiditate, kg/kmol şi v - viteza aerului în uscător.

Viteza de lucru a agentului de uscare în tambur depinde de granulaţia şi de densitatea materialului de trebuie uscat. Pentru materiale monodisperse se pot alege vitezele recomandate în tabelul 3.35.

Tabelul 3.35. Viteza de lucru (v, m/s) a gazelor în uscătorul tambur

| Dimens. partic. mm \ Densitatea mater. kg/m³ | 350 | 1000 | 1400 | 1800 | 2200 |
|---|---|---|---|---|---|
| <0,3 | 0,5 | 2,0 | 3,0 | 4,0 | 5,0 |
| 0,3 - 2 | 0,5 - 1 | 2 - 5 | 3 - 7,5 | 4 - 8 | 5 - 10 |
| >2 | 1 - 3 | 3 - 5 | 4 - 8 | 6 - 10 | 7 - 12 |

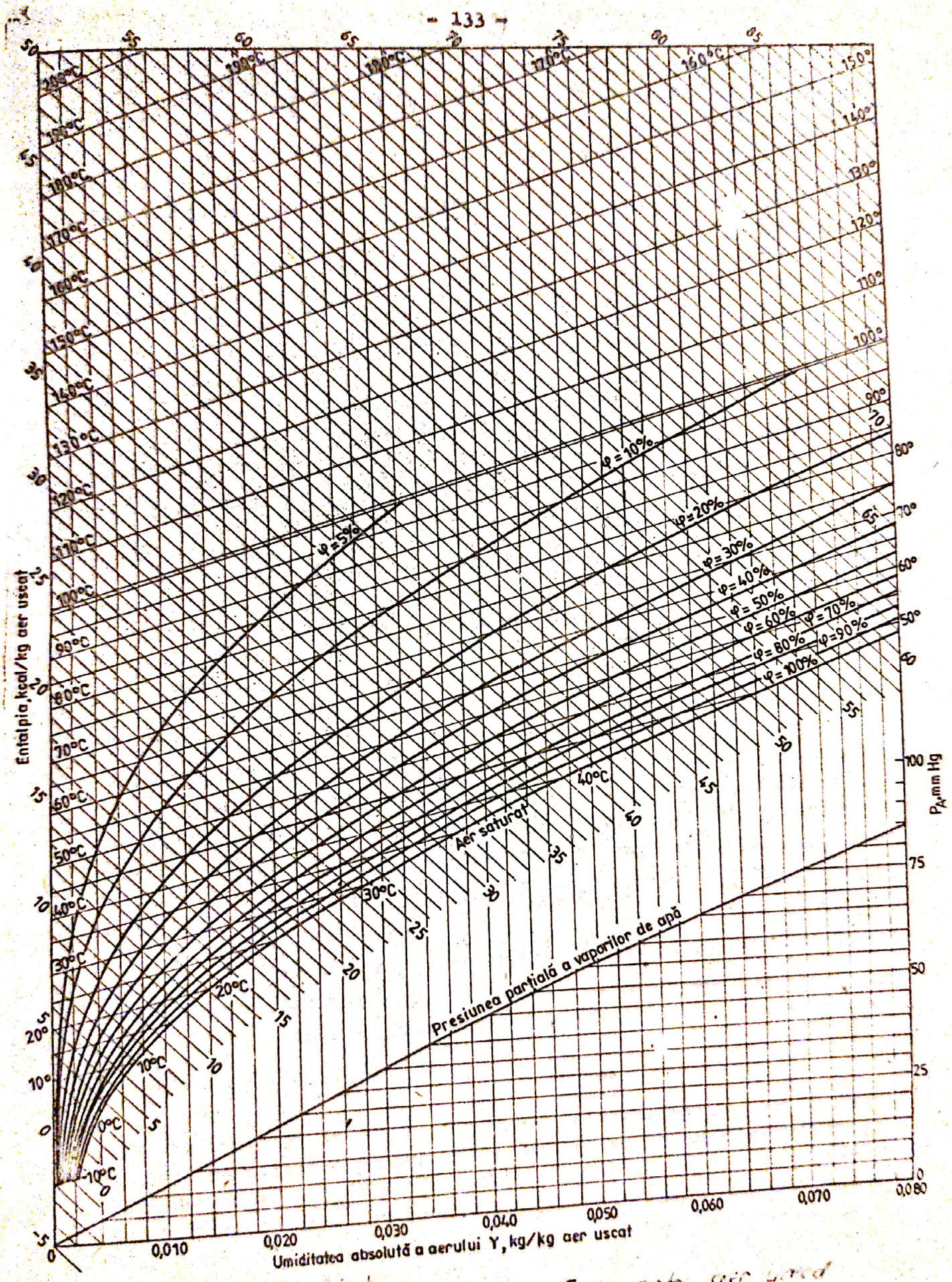



Fig. 3.29. Diagrama I-X pentru aer umed

Pentru materiale polidisperse cu particule avînd dimensiunile între 0,2 şi 5 mm şi densitatea în vrac de 800 - 1200 kg/m$^3$, viteza gazului se alege în intervalul 2 - 5 m/s.

Coeficientul de umplere $\psi$ a tamburului cu material ce trebuie uscat este diferit în funcţie de construcţia şicanelor din interiorul uscătorului. Cele mai răspîndite sînt dispozitivele reprezentate în fig 3.30.

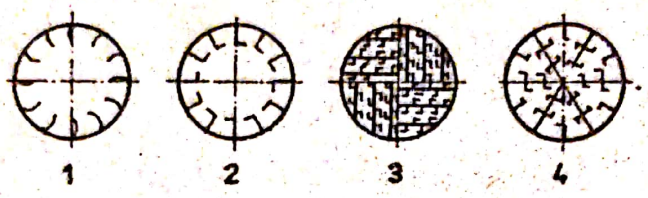



Fig.3.30. Tipuri de şicane utilizate în uscătoarele tambur şi coeficienţii de umplere corespunzători: 1- cu palete de ridicare, $\psi$=12 %; 2 - cu palete de ridicare, $\psi$= 14 %; 3 - distribuitoare, $\psi$= 20,6 %; 4- distribuitoare cu celule închise, $\psi$ = 27,5 %.

Din ecuaţia (3.350) se calculează diametrul tamburului.

Lungimea uscătorului se poate determina, într-o primă aproximaţie, avînd în vedere că, în general, raportul $l/d$ pentru tamburele de uscare are valori cuprinse între 3,5 şi 7. Cum însă acest interval este prea extins pentru a da certitudinea realizării uscării într-un tambur cu dimensiunile astfel determinate, se impune efectuarea unui calcul mai riguros. Acesta constă în determinarea volumului V al uscătorului, avînd în vedere că acesta este format din volumul necesar pentru desfăşurarea procesului de evaporare a umidităţii $V_{ev}$ şi volumul necesar pentru încălzirea materialului umed pînă la temperatura la care începe evaporarea intensă a umidităţii (pînă la temperatura termometrului umed a agentului de uscare), $V_i$:

$$V = V_{ev} + V_i \qquad (3.351)$$

Volumul spaţiului de uscare al tamburului poate fi calculat pe baza ecuaţiei modificate a transferului de masă:

$$V_{ev} = W/(K_{mV} \cdot \Delta x'_m) \qquad (3.352)$$

în care $K_{mV}$ - coeficientul volumic de transfer de masă, $s^{-1}$ şi $\Delta x'_m$ - forţa motrice medie a transferului de masă, kg umiditate/m$^3$.

Pentru uscătorul tambur, coeficientul $K_{mV}$ se poate calcula cu relaţia empirică:

$$K_{mV} = 1,6.10^{-2} \frac{(v.\rho_m)^{0,9}\, n^{0,7}\, \psi^{0,54}\, P_o}{c_p.\rho_m(P_o - p)} \qquad (3.353)$$

în care $\rho_m$ - densitatea medie a agentului de uscare, kg/m$^3$; $c_p$- căldura specifică a agentului de uscare la temperatura medie din tambur, kj/kg.K; $\psi$ - coeficientul de umplere, %; $P_o$- presiunea la care are loc uscarea, Pa; p - presiunea parţială medie a vaporilor de apă în uscător, Pa.

Această ecuaţie este valabilă pentru $(v.\rho_m) = 0,6 \div 1,8$ kg/(m$^2$.s); $n = 1,5 \div 5,0$ rot/min şi $\psi = 10 \div 25$ %.

Presiunea parţială a vaporilor de apă în gaz se calculează cu relaţia:

$$p = \frac{(x/M_W)/P_o}{\frac{1}{M_{aer}} + \frac{x}{M_W}} \qquad (3.354)$$

în care pentru $p_1$ la intrarea în uscător $x=x_1$ şi pentru $p_2$ la ieşirea din uscător: $x=x_2$. Valoarea lui p se calculează ca medie aritmetică între $p_1$ şi $p_2$.

Forţa motrice medie a transferului de masă se determină cu ecuaţia:

$$\Delta x'_m = \frac{\Delta x'_i - \Delta x'_f}{\ln \frac{\Delta x'_i}{\Delta x'_f}} = \frac{\Delta P_m M_W}{P_o V_o \frac{T_o + t_m}{T_o}} \qquad (3.355)$$

$\Delta x'_i = x^*_1 - x'_1$ - forţa motrice la începutul procesului, kg/m$^3$

$\Delta x'_f = x^*_2 - x'_2$ - forţa motrice la sfîrşitul procesului, kg/m$^3$

$x^*_1$, $x^*_2$ - conţinutul de umiditate la echilibru la intrarea şi respectiv la ieşirea din uscător.

Forţa motrice medie exprimată în termeni de presiuni se calculează cu relaţia:

$$\Delta P_m = \frac{\Delta P_i - \Delta P_f}{\ln \frac{\Delta P_i}{\Delta P_f}} \qquad (3.356)$$

$\Delta P_i = p^*_1 - p_1$ şi $\Delta P_f = p^*_2 - p_2$, în care presiunile $p_1$ şi $p_2$ se calculează cu expresia (3.354), iar $p^*_1$ şi $p^*_2$ (presiunile vaporilor saturaţi deasupra materialului umed la începutul şi respectiv la sfîrşitul uscării, Pa) se iau de pe diagrama I-x la temperatura termometrului umed $t_{u1}$ şi $t_{u2}$ a agentului de uscare la

începutul şi respectiv sfîrşitul procesului de uscare.

Volumul $V_f$ necesar pentru încălzirea materialului umed se calculează pe baza ecuaţiei modificate a transferului de căldură:

$$V_f = Q_f / K_V \cdot \Delta t_m \qquad (3.357)$$

în care $Q_f$ - căldura transmisă pentru încălzirea materialului pînă la temperatura $t_{ul}$, kw.

$K_V$ - coeficientul volumic de transfer de căldură, $kw/m^3.K$;

$\Delta t_m$ - diferenţa medie de temperatură, K.

$$Q_f = G_u C_{pm}(t_{ul} - \theta_1) + W.C_{pW}(t_{ul} - \theta_1) \qquad (3.358)$$

Coeficientul de transfer de căldură se calculează cu ecuaţia empirică:

$$K_V = 16(v.\rho_m)^{0,9}\, n^{0,7}\, \psi^{0,54} \text{ , } kw/m^3.K \qquad (3.359)$$

Pentru calculul lui $\Delta t_m$ trebuie găsită temperatura agentului de uscare $t_x$ pînă la care acesta se răceşte cedînd căldura pentru încălzirea materialului uscat pînă la $t_{ul}$. Această temperatură se poate calcula din ecuaţia de bilanţ termic:

$$Q_f = L(1 + x_1)C_{p_{aer}}(t_1 - t_x) \qquad (3.360)$$

în care singura necunoscută este $t_x$. Astfel:

$$\Delta t_m = \frac{(t_1 - \theta_1) + (t_x - t_{ul})}{2} \qquad (3.361)$$

După calcularea în acest mod a volumului V al tobei cilindrice, se poate determina şi lungimea acesteia:

$$l = \frac{4\,V}{\pi d^2} \qquad (3.362)$$

Cantitatea de material solid ce se găseşte în uscător la un moment dat $G_m$ (kg) se poate calcula:

$$G_m = V\,\psi\,\rho_m \text{ , } \qquad (3.363)$$

astfel încît se poate determina timpul mediu de staţionare a materialului în uscător:

$$\tau = \frac{G_m}{G_u + (W/2)} \qquad (3.364)$$

Cu ajutorul timpului astfel calculat, se poate determina unghiul $\alpha$ de înclinare a tobei:

$$\alpha = \left(\frac{30\,\ell}{d.n.\tau} + 0{,}007\ v\right)\frac{180}{\pi} \qquad (3.365)$$

Dacă valoarea rezultată pentru $\alpha$ este prea mică ( $< 0{,}5^{\circ}$), se va proceda la micşorarea turaţiei tamburului şi se va reface calculul.

In continuare trebuie demonstrat că viteza admisă a gazului nu va determina antrenarea particulelor solide. Pentru aceasta se calculează viteza de transport $v_t$, cu ecuaţia:

$$v_t = \frac{\eta_m}{d_p \cdot \rho_m} \cdot \frac{Ar}{18 + 0{,}575\sqrt{Ar}}\ ,\ m/s \qquad (3.366)$$

în care criteriul lui Arhimede $Ar = d_p^3\,\rho_s\,\rho_m g/\eta_m^2$ , $\rho_m$ şi $\eta_m$ - densitatea şi respectiv vîscozitatea agentului de uscare la temperatura medie, $\rho_s$ - densitatea materialului solid, $d_p$- diametrul celor mai mici particule de material.

Dacă viteza de lucru v a agentului de uscare în uscător este mai mică decît viteza de transport $v_t$, calculele se opresc aici. In caz contrar ($v > v_t$), se admite o viteză v a aerului mai mică şi se reiau calculele.

Grosimea pereţilor tamburului se determină în funcţie de diametrul acestuia, cu relaţia:

$$\delta = (0{,}007 \div 0{,}01)d \qquad (3.367)$$

şi trebuie verificată pentru condiţia de rezistenţă la încovoiere, tamburul fiind considerat ca o grindă de secţiune inelară.

Calculul complet al tamburului presupune şi calculul bandajului şi al roleler de sprijin.

Lăţimea bandajului (b) se calculează aproximativ cu expresia:

$$b = R/q_k \quad (m) \qquad (3.368)$$

în care $q_k = (1{,}0 \div 2{,}4)$, MN/m, reprezintă solicitarea pe unitatea de lungime a bandajului, iar R este reacţia în rolele de sprijin:

$$R = \frac{(G + G_m)\cos\alpha}{2\ z\ \cos(\varphi/2)}\ ,\ MN \qquad (3.369)$$

în care G - greutatea proprie a tobei; $G_m$ - greutatea materialului de staţionează în tobă; $\alpha$ - unghiul de înclinare a tobei (2 - 4°); $\varphi$ - unghiul dintre relele de sprijin ($\varphi = 60°$) şi z - numărul de bandaje.

Lungimea releler de sprijin trebuie să depăşească lăţimea bandajului cu 30 mm, iar diametrul ler se alege de 3-4 ori mai mic decît diametrul exterior al bandajului.

### 3.2.2. Calculul uscătorului cu strat fluidizat

In figura 3.30 este prezentat un astfel de uscător utilizat pentru uscarea polimeriler; caracteristica lui constă în faptul că sita de distribuţie a gazului ce serveşte ca agent de uscare se roteşte cu 100 rot/min.

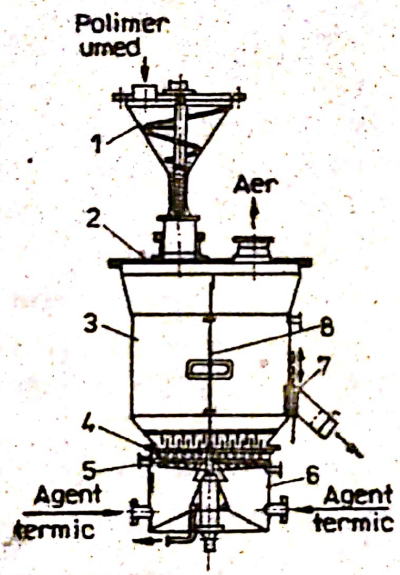



Fig.3.30. Uscător în strat fluidizat cu distribuitor rotativ al gazului: 1- alimentator cu şnec; 2- capac; 3- corpul uscătorului; 4-tuburi; 5- dispozitiv de distribuţie a gazului; 6- camera de distribuţie; 7- obturator; 8-perete despărţitor.

Datele necesare pentru proiectarea uscătorului în strat fluidizat sînt aceleaşi ca şi pentru uscătorul tambur, cu precizarea suplimentară a diametrului particuleler din diferite fracţiuni de material. De asemenea temperatura $\theta_2$ a materialului la ieşire se poate considera egală cu temperatura materialului în stratul fluidizat, iar aceasta din urmă se adoptă cu 1-2 grade mai mică decît

temperatura $t_2$ de ieşire a aerului. Deci $\theta_2 = (t_2 - 2)^{\circ}C$.

Mărimile W şi L precum şi parametrii aerului şi linia de uscare se determină în mod analog cu cele de la uscătorul cu tambur rotativ.

Calculînd densităţile medii ale aerului $\rho_m$ şi respectiv vaporilor de apă $\rho_W$ în uscător cu relaţiile:

$$\rho_m = \frac{29}{22,4} \frac{T_o}{T_o + t_m} \quad \text{şi} \quad \rho_W = \frac{18}{22,4} \frac{T_o}{T_o + t_m}$$

în care $t_m = (t_1 + t_2)/2$ este temperatura medie a aerului, se poate determina debitul volumic al aerului prin aparat:

$$V_s = L/\rho_m + x_m L/\rho_W \qquad (3.370)$$

în care $x_m = (x_o + x_2)/2$.

In continuare se calculează viteza fictivă (prin întreaga secţiune a aparatului) corespunzătoare începutului fluidizării, $v_f$:

$$v_f = Re\, \eta_m/\rho_m d_e \quad , m/s \qquad (3.371)$$

în care $Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}$ este criteriul Reynolds, iar

$Ar = d_e^3 \rho_m g \rho_s/\eta_m^2$ este criteriul Arhimede. $d_e = 1/\sum_1^n \frac{m_i}{d_i}$ reprezintă diametrul echivalent al particulelor de polimer polidispers (n-numărul fracţiilor; $m_i$-conţinutul, în părţi masice, de fracţie i; $d_i$- dimensiunea medie a particulelor fracţiei i, m).

Limita superioară a vitezei de circulaţie a aerului în stratul fluidizat se determină din viteza de transport, $v_t$, a celor mai mici particule. Această viteză se calculează cu relaţia (3.366).

Viteza de lucru a agentului de uscare se alege între limitele $v_f$ şi $v_t$ şi depinde de numărul limită al fluidizării:

$$K_f = v_t/v_f$$

Dacă $K_f$ depăşeşte 40-50, atunci numărul real de fluidizare $K_r = v/v_f$ se recomandă să se aleagă în intervalul de la 3 la 7; dacă $K_f < 20-30$, atunci $K_r$ se alege în intervalul 1,5-3. In aceste condiţii se poate calcula viteza de lucru v a agentului de uscare:

$$v = K_r \cdot v_f \qquad (3.372)$$

Astfel se poate calcula diametrul aparatului în zona montării sitei:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_s}{\pi v}} \quad , m \qquad (3.373)$$

Înălţimea stratului fluidizat se poate determina pe baza datelor experimentale referitoare la cinetica transferului de masă sau de căldură. In continuare se va prezenta calculul înălţimii stratului fluidizat h, pe baza datelor de transfer de căldură.

Egalînd ecuaţiile bilanţului termic şi a transferului de căldură:

$$dQ = v\, \rho_m C_p S\, dt = \alpha (t - t_{mat}) dF \quad ,$$

în care $C_p$ - căldura specifică a aerului la temperatura medie, kj/kg.K; $\alpha$ - coeficientul individual de transfer termic, $w/m^2K$; t - temperatura gazului (°C), $t_{mat}$ - temperatura materialului, °C. După transformări se obţine:

$$\frac{t_2 - t_{mat}}{t_1 - t_{mat}} = \exp \left[ - \frac{\alpha}{v \cdot C_p \rho_m} \cdot \frac{6(1 - \varepsilon)}{d_e} h \right] \qquad (3.374)$$

Considerînd amestecarea perfectă în a materialului în stratul fluidizat, $t_{mat}$ se poate considera egală cu temperatura termometrului umed $t_u$, care se ia din diagrama I-x.

$\varepsilon$ reprezintă porozitatea stratului fluidizat la valoarea cunoscută a vitezei de lucru şi se calculează cu relaţia:

$$\varepsilon = \left( \frac{18\, Re + 0{,}36\, Re^2}{Ar} \right)^{0{,}21} \quad ; \ m^3/m^3 \qquad (3.375)$$

în care $Re = v \cdot d_e \rho_m / \eta_m$, iar Ar a fost calculat anterior.

Coeficientul individual de transfer de căldură se calculează pe baza următoarelor ecuaţii:

Pentru $Re < 200$

$$Nu = 1{,}6 \cdot 10^{-2} (Re/\varepsilon)^{1,3}\, Pr^{0,33} \qquad (3.376)$$

Pentru $Re > 200$

$$Nu = 0{,}4 (Re/\varepsilon)^{0,67}\, Pr^{0,33} \qquad (3.377)$$

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_e} \quad , w/m^2K \qquad (3.378)$$

în care $\lambda$ - coeficientul de conductivitate termică a aerului la temperatura medie, w/m.K.

Astfel din ecuaţia (3.374) se calculează înălţimea teoretică h a stratului fluidizat. Înălţimea de lucru H a stratului fluidizat depăşeşte însă mult înălţimea calculată pe bază de date cinetice, datorită înălţimii mari necesare pentru stabilizarea hidrodinamică

a stratului.

Din experienţa de exploatare a uscătoarelor în strat fluidizat, s-a stabilit că înălţimea stratului H trebuie să fie de 4 ori mai mare decît înălţimea $H_{st}$ a zonei de stabilizare hidrodinamică a stratului: $H \approx 4\ H_{st}$, iar $H_{st}$ este corelată cu diametrul $d_o$ al orificiilor sitei de distribuţie a aerului, prin expresia $H_{st} \approx 20\ d_o$. Aşadar:

$$H \cong 80\ d_o \quad , m \qquad (3.379)$$

Diametrul orificiilor se alege între 2 şi 5 mm, iar numărul de orificii se calculează cu relaţia:

$$n = 4\ S.F_c / \pi\ d_o^2 = d^2 F_c / d_o^2 \qquad (3.380)$$

în care S- secţiunea totală a sitei, egală numeric cu secţinea aparatului, $m^2$; d-diametrul aparatului, m; $F_c$- fracţiunea de secţiune activă a sitei care se ia între 0,02 şi 0,1.

Înălţimea spaţiului de separare $H_s$ al uscătorului se ia de 4 - 6 ori mai mare decît înălţimea stratului fluidizat, astfel încît înălţimea totală a aparatului va fi:

$$H_t = H + H_{st} \quad , m \qquad (3.381)$$

In absenţa datelor experimentale privind transferul de masă sau de căldură, se poate utiliza încărcarea volumică cu umiditate a uscătorului în strat fluidizat $A_v$(kg/$m^3$s). Valorile lui $A_v$ sînt tabelate pentru o serie de materiale. In tabelul 3.36 se dau cîteva asemenea valori.

Tabelul 3.36. Date experimentale pentru uscarea unor materiale în strat fluidizat

| Materialul | $w_i$,% | $w_f$,% | $t_1$,°C | $t_2$,°C | $A_v$,kg/$m^3$h |
|---|---|---|---|---|---|
| Polistiren emulsie | 33 | 0,67 | 138 | 58 | 24,5 |
| Polivinilbutiral | 20 | 1,00 | 118 | 50 | 15,2 |
| Policlorure de vinil clorurată | 66 | 0,50 | 120 | 60 | 6,4 |

Volumul stratului fluidizat $V_f$ este:

$$V_f = W/A_v \quad , m^3 \qquad (3.382)$$

iar înălţimea lui:

$$H = \frac{V_f}{0,785\ d^2} \qquad (3.383)$$

### 3.2.3. Calculul uscătorului pneumatic

Uscătoarele pneumatice sînt adesea utilizate în instalaţiile de obţinere a polimerilor, modul de operare şi construcţia lor fiind foarte variate.

În figura 3.31 se prezintă schema unui uscător cu transport pneumatic simplu, în care uscătorul propriu-zis este reprezentat de conducta de transport.

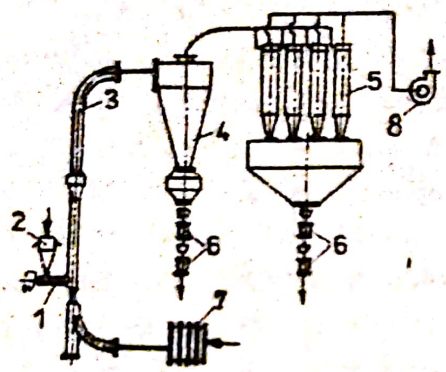



Fig.3.31. Uscător pneumatic: 1- alimentator; 2- buncăr cu material granular; 3-conducte de uscare; 4-ciclon; 5-baterie de cicloane; 6-vane celulare; 7-calorifer; 8-ventilator

Datele iniţiale pentru proiectare fiind aceleaşi ca şi în cazul exemplelor precedente şi păstrînd aceleaşi notaţii, în scopul determinării dimensiunilor de bază ale uscătorului, se procedează în felul următor:

Se calculează consumul de aer necesar pentru uscarea materialului, cu ajutorul bilanţului de materiale şi termic ale unui uscător cu aer (vezi uscătorul tambur).

Pentru determinarea vitezei gazului în tub calculăm viteza de transport a particulelor celor mai mari.

Criteriul Arhimede:

$$Ar = \frac{g \cdot d^3_{pmax} \left( \bar{\rho}_s - \rho_m \right) \rho_m}{\eta^2_m} \qquad (3.384)$$

în care $d_{pmax}$ - diametrul agregatelor maxime de particule; $\bar{\rho}_s$ - densitatea medie a materialului:

$$\bar{\rho}_s = \frac{\rho_s}{1 + w_f}\left(1 + \frac{w_i + w_f}{2}\right)$$ ( $\rho_s$ - densitatea materialului uscat, kg/m$^3$)

Criteriul Reynolds în acest caz se calculează cu relaţia:

$$Re_{max} = \frac{\sqrt{367 + k.Ar_{max}} - 19,15}{0,588\ k} \qquad (3.385)$$

în care $k = 11 - \frac{10}{f}$, f fiind factorul de formă, ce ţine seama de abaterea faţă de forma sferică. Cîteva valori ale acestuia sînt date în tabelul 3.37.

Viteza de transport a acestor particule va fi:

$$v_{t,max} = \frac{Re_{max} \cdot \eta_m}{d_{pmax}} \qquad (3.386)$$

Viteza v a aerului prin tubul uscător se ia dublă faţă de viteza de transport calculată:

$$v = 2\ v_{t,max} \qquad (3.387)$$

In aceste condiţii se poate calcula diametrul conductei de uscare şi transport:

$$d = \sqrt{\frac{4\ V_s}{\pi\ v}}\ , m \qquad (3.388)$$

în care debitul volumetric $V_s$ de aer se calculează cu relaţia (3.370).

Tabelul 3.37. Valori ale factorului de formă f

| Forma particulelor | | f | Forma particulelor | | f | Forma particulelor | f |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Cilindru | h = d | 2,28 | Disc | h = d/2 | 1,20 | Tetraedru | 1,50 |
| | h=1,5 d | 1,16 | | h = d/6 | 1,68 | Cub | 1.24 |
| | h = 5d | 1,44 | | h = d/30 | 4.54 | Octaedru | 18 |
| | | | | | | Prismă | 1,30 |

Lungimea $\ell$ a uscătorului se poate determina cu ajutorul relaţiei:

$$\ell = \tau\,(v - v_o)\ , m \qquad (3.389)$$

în care $\tau$ este durata de uscare (s) şi $v_o$ este viteza de sedimentare a particulelor; de obicei se poate considera $v = (1,1 \div 1,25)v_o$. Pentru a evita neconcordanţa valorilor admise ale diferitelor mărimi

se poate păstra valoarea lui v determinată cu ecuaţia (3.387), se calculează $v_o$ în funcţie de v şi apoi se compară această valoare cu aceea calculată cu relaţia cunoscută pentru viteza de sedimentare:

$$v_o = \sqrt[3]{\frac{Li\ \eta_m\ \rho_s g}{\rho_m^2}}$$ , cu criteriul lui Liascenko Li=f(Ar),

ales din grafice în funcţie de forma particulelor.(Se calculează Ar cu relaţia cunoscută v.ec.(3.366) , se ia Li din grafic şi apoi se calculează $v_o$).

Durata uscării se poate determina din ecuaţia transmiterii căldurii:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha \cdot A \cdot \Delta t_{med}} \quad (s) \qquad (3.390)$$

în care Q - cantitatea de căldură totală primită de material în uscător de la aerul cald, obţinută prin însumarea cantităţilor de căldură necesare pentru încălzirea materialului umed, pentru evaporarea apei, şi pentru încălzirea materialului uscat (conform bilanţului termic al uscătorului).

Coeficientul individual de transmitere a căldurii $\alpha$ de la aerul cald la particulele de material supus uscării poate fi determinat aproximativ din figura 3.32 astfel:

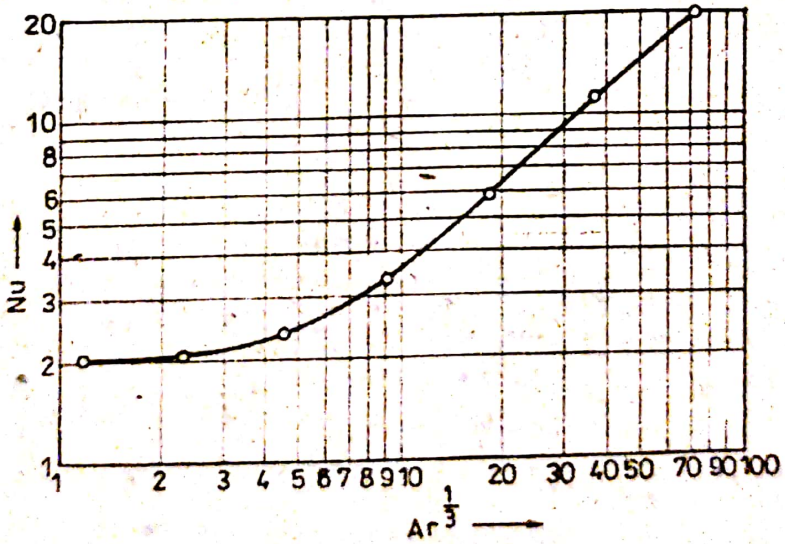



Fig.3.32. Dependenţa criteriului Nu de criteriul Ar.

In funcţie de valoarea criteriului Arhimede: $Ar = \frac{d_p^3(\rho_s - \rho_m)\rho_m g}{\eta_m^2}$ ,

se ia din grafic valoarea criteriului Nusselt şi apoi se calculează valoarea lui $\alpha$ :

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_p} \qquad (3.391)$$

$\lambda_v$ coeficientul de conductivitate termică a aerului la temperatura medie.

$A$ - aria suprafeţei totale exterioare a particulelor:

$$A = n \cdot \pi \cdot d_p^2 \qquad (3.392)$$

Numărul n de particule de material ce trec prin uscător într-o secundă se calculează cu expresia:

$$n = \frac{G_u}{\frac{\pi d_p^2}{6} \cdot \rho_s} \qquad (3.393)$$

Diferenţa medie de temperatură se determină pe baza diagramei de temperatură, considerînd că temperatura iniţială a materialului este egală cu temperatura termometrului umed, deoarece durata perioadei de încălzire iniţială a materialului este foarte scurtă.

$$\Delta t_1 \left\langle \begin{matrix} t_1 \xrightarrow{\text{aer}} t_2 \\ t_{ul} \xrightarrow{\text{material}} \theta_2 \end{matrix} \right\rangle \Delta t_2 \qquad \Delta t_{med} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

In realitate, timpul de staţionare a particulelor în uscătorul tubular este mai mare decît cel calculat, deoarece în calcul nu se ia şi timpul de antrenare a particulelor, ci numai stabilirea regimului de mişcare a lor.(Menţionăm faptul că literatura de specialitate oferă relaţii exacte pentru determinarea parametrilor mişcării particulelor în domeniul curgerii nestabilizate - accelerare sau frînare - obţinute prin integrarea ecuaţiei diferenţiale a mişcării unui curent bifazic dispers într-o conductă verticală. Pe baza acestora se poate calcula exact atît timpul de accelerare cît şi lungimea porţiunii de accelerare).

Lungimea suplimentară $l_p$ a tubului pentru particule cu $d_p$ = 0,2 - 1 mm se poate calcula cu relaţia empirică:

$$l_p = v \cdot d_p \qquad (m) \qquad (3.394)$$

în care v - viteza aerului, m/s şi $d_p$ - diametrul particulelor, în mm.

Lungimea totală a uscătorului va fi:

$$L = l + l_p \qquad (3.395)$$

### 3.2.4. Calculul uscătorului prin atomizare

Uscarea prin atomizare se realizează în camere cilindrice verticale în care are loc transferul de căldură şi de masă între materialul în stare lichidă sau de pastă, fin dispersat şi agentul de uscare. Timpul de staţionare în camera de uscare este, în general, cuprins între 15 şi 40 s, în funcţie de gradul de dispersie, viteza gazului, volumul camerei şi tipul ei constructiv.

In figura 3.33 este prezentată schema unei instalaţii de uscare prin atomizare, cu sistem combinat de distribuţie a gazului.

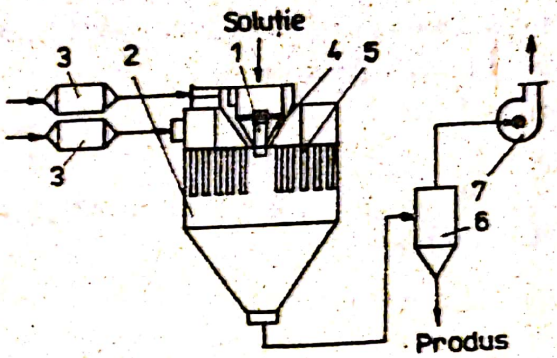



Fig.3.33. Instalaţie de uscare prin atomizare: 1- dispozitiv centrifug de dispersie a soluţiei; 2- camera de uscare; 3- calorifer; 4- distribuitor central de gaz; 5- distribuitor tangenţial de gaz; 6-ciclon; 7- ventilator.

Bilanţul de materiale şi termic se efectuează aşa cum s-a arătat la uscătoarele precedente.

Parametrii atomizării se determină cunoscînd tipul de dispozitiv de dispersie şi datele caracteristice acestuia. Astfel, de exemplu, dacă se foloseşte un disc centrifug cu diametrul $d_d$, avînd înălţimea totală a paletelor h şi turaţia n, pentru atomizarea unei soluţii, emulsii sau suspensii avînd tensiunea superficială $\sigma_1$, vîscozitatea $\eta_1$ şi densitatea $\rho_1$, se efectuează următoarele calcule:

Diametrul mediu $d_o$ şi diametrul maxim iniţial $d_{max}$ al picăturilor de lichid se calculează cu formula:

$$d_o = 0{,}55 \left(\frac{G_o \eta_1}{d_d \rho_1}\right)^{0,2} \left(\frac{h}{n}\right)^{0,6} \left(\frac{1}{\rho_1}\right)^{0,3} \left(\frac{\sigma_1}{h}\right)^{0,1}, \text{ m} \qquad (3.396)$$

$$d_{max} = 3\, d_e \quad , m \qquad (3.397)$$

în care $G_e = G_u + W$ este cantitatea de material inițial supus uscării. Toate mărimile din rel.(3.396) se iau în unități SI.

Viteza inițială a picăturilor $v_{l_e}$ (în momentul desprinderii de disc) se consideră egală cu viteza periferică a discului:

$$v_{l_e} = \frac{\pi d_d n}{60} \quad , m/s \qquad (3.398)$$

Diametrul camerei se calculează pe baza traseului de frînare a picăturilor de dimensiuni maxime în direcție radială:

Pentru porțiunea de frînare a picăturilor se utilizează condițiile inițiale ale gazului (la intrarea în uscător, avînd, conform notațiilor anterioare, temperatura $t_1$ corespunzătoare ieșirii din calorifer). Considerînd picăturile de formă sferică, se aplică următoarele relații:

$$a = \frac{0,346\ \rho_{m1}}{d_{max}(\rho_1 - \rho_{m1})} \quad ; \quad b = \frac{65\ \eta_1}{d_{max}\ \rho_1} \quad ;$$

$$\Delta = -4\, a.g - a^2 b^2 \quad ; \quad e = \sqrt{|\Delta|}$$

$\rho_{m1}$ - densitatea amestecului gaz-vapori la temperatura $t_1$.

Viteza de plutire:

$$v_p = \frac{c - ab}{2\,a} \quad , m/s \qquad (3.399)$$

Atunci timpul de frînare va fi:

$$\tau = \frac{1}{ab} \ln \frac{v_{l_e}(v_p + b)}{v_p(v_{l_e} + b)} \quad , s \qquad (3.400)$$

iar lungimea traseului de frînare:

$$r = \frac{1}{a} \ln \frac{(v_{l_e} + b)\exp ab\tau - v_{l_e}}{b} - b\tau \quad , m \qquad (3.401)$$

Determinăm diametrul D al aparatului, admițînd un coeficient de siguranță egal cu 1,25:

$$D = 1,25(2r + d_d) \quad , m \qquad (3.402)$$

Viteza medie a gazului se va calcula cu relația:

$$\bar{v} = \frac{L(1 + \bar{x})}{\rho_{m_m} \cdot S_{ap}} \quad , m/s \qquad (3.403)$$

în care $\rho_{m_m}$ - densitatea gazului la temperatura medie $t_m = (t_1 + t_2)/2$;

$\bar{x}$ - conţinutul mediu de umiditate al aerului $\bar{x} = (x_o + x_2)/2$, iar $S_{ap}$ - suprafaţa secţiunii aparatului $S_{ap} = 0,785\ D^2$.

In continuare se vor calcula densitatea şi dimensiunile particulelor, în ipoteza că depunerea particulelor se termină în momentul atingerii umidităţii critice $w_{cr}$:

$$\rho_{cr} = \frac{\rho_s \rho_l (1 + w_{cr})}{\rho_l + w_{cr} \rho_s} \quad , kg/m^3 \qquad (3.404)$$

Porozitatea particulelor formate:

$$\varepsilon_s = 1 - \frac{\rho_{cr}}{\rho_s (1 + w_{cr})} \qquad (3.405)$$

iar densitatea finală a particulelor:

$$\rho_f = \rho_s (1 - \varepsilon_s)(1 + w_f) \quad , kg/m^3 \qquad (3.406)$$

Diametrul final $d_f$ al particulelor în momentul atingerii umidităţii critice va fi:

$$d_f = d_o \sqrt[3]{\frac{\rho_l (1 + w_{cr})}{\rho_{cr} (1 + w_i)}} \quad , m \qquad (3.407)$$

$$d_{f_{max}} = 3\ d_f$$

Se determină în continuare viteza de plutire a particulelor la începutul şi la sfîrşitul uscării, considerînd valorile medii ale parametrilor gazului, utilizînd relaţiile:

$$Ar_o = \frac{g \cdot d_o^3 (\rho_l - \rho_{mm}) \rho_{mm}}{\eta_{mm}^2} \; ; \quad Re_o = \frac{\sqrt{367 + Ar} - 19,15}{0,588} \; ;$$

$$v_o = \frac{Re_o\, \eta_{mm}}{d_o\, \rho_{mm}} \qquad (3.408)$$

pentru condiţiile iniţiale şi, în mod asemănător, se vor calcula $Ar_{omax}$, $Re_{omax}$, $w_{omax}$ pentru $d_{max}$ şi $Ar_f$, $Re_f$ şi $v_f$ - pentru condiţiile finale.

Valorile medii ale vitezei de plutire vor fi:

$$\bar{v}_p = \frac{v_o + v_f}{\ln \frac{v_o}{v_f}} \qquad \text{şi respectiv} \qquad \bar{v}_{p_{max}} = \frac{v_{omax} + v_f}{\ln \frac{v_{omax}}{v_f}}$$

Viteza medie de mişcare a particulelor în direcţie verticală va fi:

$\bar{v}_s = \bar{v} + \bar{v}_p$ și respectiv $\bar{v}_{s_{max}} = \bar{v} + \bar{v}_{p_{max}}$ (3.409)

Suprafața specifică a particulelor la începutul și la sfîrșitul procesului se calculează cu formulele:

$$S_o = \frac{6}{d_o} \; ; \; S_f = \frac{6}{d_f} \; ; \; S_{o_{max}} = \frac{6}{d_{o_{max}}} \; ; \; S_{f_{max}} = \frac{6}{d_{f_{max}}} \quad (m^{-1}) \qquad (3.410)$$

Determinăm coeficientul de transfer de masă pentru începutul și sfîrșitul procesului, utilizînd relațiile:

$$Sh_o = 2 + 0{,}51\, Re_o^{0{,}52}\, Sc^{0{,}33} \qquad (3.411)$$

în care $Sc = \eta_{mm} / \rho_{mm} \cdot D$ , D fiind coeficientul de difuzie.

Coeficientul individual de transfer de masă va fi atunci:

$$k_{x_o} = \frac{Sh_o \cdot D}{d_o} \rho_{mm} \; , \; kg/\,(m^2 s)(kg/kg) \qquad (3.412)$$

Cu relații asemănătoare cu (3.411) și (3.412) se vor calcula $k_{x_f}$, $k_{xo_{max}}$ și respectiv $k_{xf_{max}}$ și apoi se calculează grupurile B, avînd, de exemplu, pentru condițiile inițiale și diametrul $d_o$ al particulelor, forma:

$$B_o = \frac{1}{k_{xo} \cdot S_o} \cdot \frac{\rho_1}{1 + w_i}$$ și, pentru condiții finale: $B_f = \frac{1}{k_{xf} S_f} \cdot \frac{\rho_f}{1 + w_f}$.

La fel se determină $B_{omax}$ și respectiv $B_{fmax}$. In acest mod se pot calcula valorile medii:

$$B = \frac{B_f - B_o}{\ln \frac{B_f}{B_o}} \quad \text{și} \quad B_{max} = \frac{B_{fmax} - B_{omax}}{\ln \frac{B_{fmax}}{B_{omax}}} \qquad (3.413)$$

Forța motrice a procesului de uscare prin atomizare este dată de diferența dintre parametrii finali ai gazului și materialului:

$$\Delta x = x_f' - x_f \qquad (3.414)$$

Pentru determinarea exactă a valărilor $x_f'$ și $x_f$ este necesar să se reprezinte variația stării gazului în diagrama I-x. Se poate considera că $x_f'$ corespunde punctului de intersecție a liniei de uscare cu linia $t = \theta_2$ corespunzătoare temperaturii finale a materialului, iar $x_f = x_2$ este conținutul de umiditate la ieșirea aerului din uscător (corespunzător temperaturii $t_2$ a aerului).

Durata procesului de uscare se poate calcula acum cu relaţiile:

$$\tau = \frac{L}{G_u} \cdot \frac{\bar{E}(x_2 - x_e)}{\Delta x} \quad , s \qquad (3.415)$$

$$\tau_{max} = \frac{L}{G_u} \cdot \frac{\bar{E}_{max}(x_2 - x_e)}{\Delta x} \quad , s \qquad (3.416)$$

şi, corespunzător, înălţimea zonelor de lucru:

$$H = \bar{v}_s \cdot \tau \quad , m \qquad (3.417)$$

$$H_{max} = \bar{v}_{s_{max}} \cdot \tau_{max} \quad , m \qquad (3.418)$$

Înălţimea zonei de lucru a aparatului se consideră o medie logaritmică între cele două înălţimi calculate:

$$H_1 = \frac{H_{max} - H}{\ln \frac{H_{max}}{H}} \quad , m \qquad (3.419)$$

iar volumul zonei de lucru va fi:

$$V_1 = S_{ap} \cdot H_1 \quad , m^3 \qquad (3.420)$$

în care $S_{ap}$ este secţiunea aparatului, calculată anterior.

Celelalte dimensiuni se calculează pe baza particularităţilor constructive şi tehnologice ale aparatului. De exemplu, dimensiunile fundului conic se calculează avînd în vedere fluiditatea pulberii obţinute; înălţimea părţii cilindrice se corectează cu considerarea cotei de instalare a discului şi a construcţiei dispozitivului de distribuţie a gazului.

## 3.3. Calculul centrifugelor

Alegerea centrifugei utilizate pentru separarea unei suspensii se face în funcţie de modul de funcţionare şi de tipul constructiv. Astfel se cunosc diametrul interior D (m) şi lungimea L (m) tamburului, turaţia n (rot/min) a acestuia şi masa $M_t$ (kg) a tamburului gol. Datele cunoscute din tehnologia de fabricaţie sînt debitul de suspensie $V_h$ ($m^3/h$), concentraţia fazei solide c(% masice), densitatea fazei solide $\rho_s$ ($kg/m^3$), densitatea fazei lichide $\rho_l$($kg/m^3$) şi vîscozitatea dinamică a suspensiei $\eta_s$ ($N.s/m^2$).

### 3.3.1. Calculul unei centrifuge de sedimentare cu funcţionare periodică

Volumul total al tamburului:

$$V_t = \pi R^2 L \quad , m^3 \qquad (3.421)$$

R - rază tamburului, m.

Raza interioară pînă la care se găseşte material în tambur, pentru o încărcare de 50 % a acestuia:

$$r_l = 0,71\ R \qquad (3.422)$$

Factorul de separare:

$$K_s = \frac{0,85\ n^2 R}{900} \quad , \qquad (3.423)$$

avînd în vedere că raza medie de depunere a materialului este

$$r_{med} = \frac{R + 0,71\ R}{2} \cong 0,85\ R$$

Viteza de sedimentare a particulelor în cîmp centrifugal se calculează cu legea lui Stokes:

$$v_o = \frac{g^2 d^2 (\rho_s - \rho_l) K_s}{18\ \eta_s} \quad , m/s \qquad (3.424)$$

în care d - diametrul minim al particulelor solide, m; g- acceleraţia gravitaţională=9,8 $m/s^2$.

Durata procesului de sedimentare va fi:

$$\tau_s = \frac{R - r_l}{v_o} \quad , s \qquad (3.425)$$

Pe baza datelor experimentale se admit şi duratele necesare pornirii ( $\tau_p$), frînării ( $\tau_f$) şi descărcării ( $\tau_d$) centrifugei, astfel încît durata ciclului de centrifugare este suma acestor timpi:

$$\sum \tau = \tau_s + \tau_p + \tau_f + \tau_d \ . \quad , s \qquad (3.426)$$

Capacitatea de prelucrare a centrifugei va fi dată de relaţia:

$$V = \frac{1800\ V_t}{\sum \tau} \quad , m^3/h \quad , \qquad (3.427)$$

Raportul între debitul de suspensie $V_h$ şi capacitatea V a unei centrifuge indică numărul $n_c$ de centrifuge ce trebuie instalate:

$$n_c = V_h / V, \qquad (3.428)$$

Puterea necesară pentru acţionarea centrifugei cu funcţionare periodică este:

$$N = N_1 + N_2 + N_3 + N_4 \quad , kW \qquad (3.429)$$

în care $N_1$ estebputerea consumată pentru învingerea inerţiei tamburului în perioada de pornire:

$$N_1 = \frac{M_t . v^2}{2\ \tau_p . 1000} \quad , kW \qquad (3.430)$$

în care v - viteza periferică a tamburului = $2\pi R.n/60$ (m/s).

Puterea $N_2$ consumată pentru învingerea inerţiei masei materialului încărcat în tambur:

$$N_2 = \frac{0,19\ V_t\ \rho_{susp} v^2}{102\ \tau_p} \quad , kW \qquad (3.431)$$

în care $\rho_{susp}$ - densitatea suspensiei, $kg/m^3$, care se calculează cu relaţia:

$$\rho_{susp} = \frac{100\ \rho_s\ \rho_l}{100\ \rho_s - (\rho_s - \rho_l).c} \qquad (3.432)$$

Puterea $N_3$ consumată pentru învingerea frecărilor din lagăre:

$$N_3 = \frac{f.G.v_a}{1000} \quad , kW \qquad (3.433)$$

unde f= 0,7 ÷ 0,1 - coeficient de frecare; G- greutatea totală a părţilor în mişcare ale centrifugei împreună cu materialul încărcat, în N; $v_a$ - viteza periferică a fusului arborelui = $\pi d_f n/60$, m/s ($d_f$ - diametrul fusului, m).

Puterea $N_4$ consumată pentru învingerea frecărilor între tambur şi aer:

$$N_4 = 10^{-8}\ R^5\ n^3 \quad , kW \qquad (3.434)$$

Puterea motorului ce acţionează centrifuga va fi:

$$N_m = \frac{N}{0,9} \div \frac{N}{0,5} \quad , kW \qquad (3.435)$$

### 3.3.2. Calculul unei centrifuge continui cu descărcare pe șnec

Pe baza factorului de separare la viteză maximă $K_s$, se determină turația tamburului centrifugei cu relația:

$$n = \sqrt{\frac{1800\ K_s}{D_{max}}} \quad , \text{rot/min} \qquad (3.436)$$

în care $D_{max}$ este diametrul maxim al tamburului, în m.

Productivitatea centrifugei, exprimată prin cantitatea de suspensie prelucrată în unitatea de timp, va fi:

$$M_V = 3{,}5.10^{-4}\ \frac{D_c^2\ L_c(\rho_s - \rho_l)g^2d^2n^2}{\eta_s} \quad , m^3/h \qquad (3.437)$$

sau $$M_h = M_V \cdot \rho_{susp} \quad , kg/h \qquad (3.438)$$

în care $D_c$ și $L_c$ sînt diametrul și, respectiv, lungimea părții cilindrice a tamburului centrifugei, în m, iar celelalte mărimi au aceeași semnificație ca în aexmplul anterior.

Productivitatea centrifugei, exprimată în fază solidă uscată:

$$M_u = M_h \frac{c}{100} \quad , kg/h \qquad (3.439)$$

iar productivitatea exprimată în fază lichidă rezultată la cehtrifugare:

$$M_l = M_h \frac{100 - w - c}{100 - w - c_f} \quad , kg/h \qquad (3.440)$$

în care w este umiditatea finală a sedimentului (% masice), iar $c_f$ - concentrația în solid a fazei lichide rezultate (% masice).

Dacă se consideră densitatea $\rho_f$ a lichidului rezultat egală cu densitatea fazei lichide: $\rho_f \simeq \rho_l$, rezultă $M_{Vl} = M_l / \rho_l$ ($m^3/h$).

Dimensiunea limită $d_{cr}$ a particulelor solide a căror mișcare în cîmp centrifugal respectă legea lui Stokes se poate calcula cu formula:

$$d_{cr} = 11{,}75.10^2 \sqrt[3]{\frac{\eta_s^2}{g^4 \rho_l(\rho_s - \rho_l)R_c n^2}} \quad , \mu m \qquad (3.441)$$

în care $R_c = D_c/2$.

Umiditatea minimă ce o poate avea sedimentul în urma centrifugării se poate calcula orientativ cu relația:

$$w_{min} = \frac{(\rho_s - \rho_a)\rho_l}{(\rho_s - \rho_a)\rho_l + \rho_a \rho_s} \cdot 100 \ (\%) \qquad (3.442)$$

unde $\rho_a$ este densitatea aparentă a sedimentului, în kg/m$^3$ şi se determină cu relaţia: $\rho_a = \frac{c}{100} \cdot \rho_s$.

Consumul total de energie la o centrifugă continuă cu şnec se compune din următorii termeni:

$N_1$ - puterea corespunzătoare energiei cinetice a materialelor (sediment şi lichid) ce părăsesc centrifuga;

$N_2$ - puterea consumată pentru învingerea forţelor de frecare la transportul sedimentului prin interiorul maşinii;

$N_3$ - puterea consumată pentru învingerea rezistenţelor în funcţionarea centrifugei.

Puterea $N_1$ se calculează cu formula:

$$N_1 = n^2 \left[ M_u (1 + \frac{w}{100}) R_d^2 + M_l R_c^2 \right] .10^{-9} \quad , kW \qquad (3.443)$$

în care $R_d$ este raza la care este amplasată gura de descărcare a sedimentului din tamburul centrifugei.

Puterea $N_2$ este o sumă de trei termeni:

$$N_2 = N_2' + N_2'' + N_2''' \qquad (3.444)$$

$N_2'$ - puterea consumată pentru imprimarea forţei centrifuge:

$$N_2' = n^2 R_{med} L . M_u (1 + \frac{w}{100}) \, tg\beta \, .10^{-9} \quad , kW \qquad (3.445)$$

în care $R_{med}$ este raza medie a tamburului centrifugei, m; L - lungimea tamburului, m; $\beta$ - unghiul dintre axă şi peretele conic al tamburului.

$N_2''$ - puterea necesară pentru învingerea frecărilor ce apar între sediment şi pereţii tamburului:

$$N_2'' = n^2 R_{med} L . M_u (1 + \frac{w}{100}) K_1 .10^{-9} \quad , kW \qquad (3.446)$$

$K_1$ - coeficientul de frecare între sediment şi peretele maşinii (de obicei $K_1 = 0,3 \div 0,8$).

$N_2'''$ - puterea necesară pentru învingerea frecărilor dintre spirele şneculuí şi sediment:

$$N_2''' = \pi n^2 R_{med}^2 K_2 z . M_u (1 + \frac{w}{100}) (\sin 2\beta + 2K_1 \cos^2\beta) .10^{-9}, \quad kW \qquad (3.447)$$

unde $K_2$ - coeficient de frecare între sediment şi suprafaţa şneculuí ( de obicei $K_2 = 0,15 \div 0,40$); z - numărul de spire ale melcului.

Inlocuind expresiile (3.445), (3.446) şi (3.447) în ecuaţia (3.444), se obţine pentru puterea $N_2$ expresia:

$$N_2 = n^2 R_{med} M_u \left(1 + \frac{w}{100}\right)\left(L \operatorname{tg}\beta + L.K_1 + \pi R_{med} K_2 z \sin 2\beta + \right.$$

$$\left. + 2\pi R_{med} K_1 K_2 z \cos^2\beta\right).10^{-9} \quad , \text{kW} \qquad (3.448)$$

Puterea $N_3$ se compune, de asemenea, din trei termeni şi anume:
$N_3'$ - puterea consumată pentru învingerea frecărilor în interiorul reductorului:

$$N_3' = (1 - \eta)i.N_2 \quad , \text{kW} \qquad (3.449)$$

în care $\eta$ - randamentul reducterului planetar (în general $\eta$ = = 0,95 ÷ 0,98); i - raportul între turaţia tobei şi diferenţa dintre turaţia tobei şi a şnecului (de obicei i = 30 ÷ 50).
$N_3''$ - puterea consumată pentru învingerea frecărilor în lagăre:

$$N_3'' = 1{,}29.10^{-4} G.D_{max} n.K_3 K_4 \quad , \text{kW} \qquad (3.450)$$

G - masa tuturor părţilor în mişcare ale centrifugei, kg; $D_{max}$ - diametrul maxim al tobei conice, m; $K_3$ - coeficient ce ţine seama de pierderile la mersul în gol al maşinii ($K_3$ = 3 ÷ 6); $K_4$ - coeficient de frecare în lagăre (pentru rulmenţi cu bile sau cu role $K_4$ = 0,05 ÷ 0,02; pentru lagăre de alunecare $K_4$ = 0,05 ÷ 0,10).

Puterea consumată pentru învingerea frecării între tobă şi aer, $N_3'''$, se calculează cu relaţia:

$$N_3''' = 10^{-8} R_{med}^5 n^3 \quad , \text{kW} \qquad (3.451)$$

Puterea totală necesară pentru acţionarea centrifugei de sedimentare cu şnec va fi, deci:

$$N = N_1 + N_2 + N_3' + N_3'' + N_3''' \quad , \text{kW} \qquad (3.452)$$

Puterea motorului de acţionare se calculează cu rel.(3.435).

Dacă este necesar să se determine puterea $N_x$ consumată de centrifugă la o altă turaţie $n_x$ a tobei, se poate utiliza ecuaţia:

$$N_x = (N_1 + N_2 + N_3')\frac{n_x^2}{n^2} + N_3'' \frac{n_x}{n} + N_3''' \frac{n_x^3}{n^3} \qquad (3.453)$$

## 3.4. Calculul rezervoarelor, silozurilor şi buncărelor

Rezervoarele servesc pentru depozitarea lichidelor, putînd fi diferite ca formă: cilindrice, paralelipipedice, sferoidale şi sferice, amplasate orizontal sau vertical, la suprafaţă, semiîngropate sau îngropate.

Rezervoarele orizontale (fig.3.34) au formă cilindrică, cu axul orizontal, avînd la capete funduri plane, întărite cu nervuri, sau funduri bombate. Rezervoarele se sprijină pe suporţi de beton, fie direct, fie prin intermediul unor bandaje metalice.

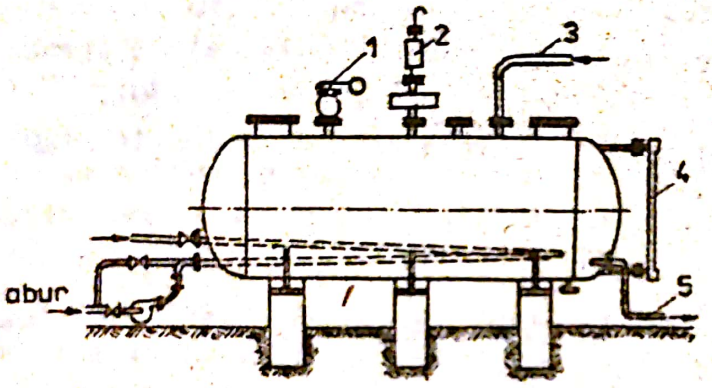



Fig.3.34. Rezervor cilindric orizontal, de suprafaţă. 1- supapă de siguranţă; 2-opriter de flăcări; 3- racord intrare material; 4-indicator de nivel; 5-racord evacuare.

Ele se prevăd cu următoarele armături şi deschideri: -gură de vizitare, cu diametrul minim de 400 mm; - racord de intrare a materialului; -racord de ieşire; -indicator de nivel; -ventil pentru abur şi - dispozitiv de evacuare a condensului (în cazul cînd rezervorul trebuie încălzit); -racord de golire şi spălare. Rezervoarele pentru lichide inflamabile sînt prevăzute în plus, după caz, cu: supapă de siguranţă, opriter de flăcări, supapă de destindere, racord pentru gaze inerte.

Calculul rezervoarelor constă în determinarea dimensiunilor lor de gabarit: diametrul D şi lungimea L (sau înălţimea H în cazul celor verticale). Acestea se calculează pe baza volumului de lichid $V_1$ ce trebuie depozitat, admiţînd un coeficient de umplere $\varphi = 0,6 - 0,8$. In cazul proceselor continui, $V_1$ se determină pe baza produsului între debitul de lichid şi timpul de staţionare a lichidului în rezervor.

$$\frac{V_1}{\varphi} = \frac{\pi D^2}{4}.H$$

$$H/D = 1,5 \div 2 \longrightarrow D, H \qquad (3.454)$$

Limitele de variaţie a raportului H/D s-au stabilit pe baza unor considerente economice privind minimul de consum de tablă pentru un anumit volum şi o anumită formă a bazei.

Calculul capacelor şi al grosimii peretelui se conduce în mod similar cazului prezentat la reactoare.

Dacă rezervorul este prevăzut cu încălzire sau cu agitare, se calculează necesarul de agent termic, respectiv consumul de energie la agitare.

Silozurile şi buncărele servesc pentru depozitarea materialelor solide vărsate. Silozurile se caracterizează printr-un raport mare între înălţime şi diametru şi servesc pentru depozitarea unor cantităţi mari de material. Buncărele servesc la depozitarea unor cantităţi mai mici de material şi pot fi: - de primire, în care se introduce material necesar alimentării unui utilaj din întreprindere; - intermediare, amplasate între utilaje, cu rolul de a compensa fluctuaţiile dintre operaţii şi - de ieşire, utilizate pentru depozitarea materialelor finite.

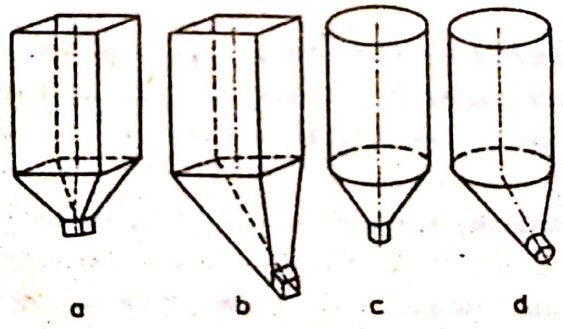



Fig.3.35. Tipuri de silozuri şi buncăre: a)paralelipipedic,cu fund piramidă dreaptă; b)paralelipipedic, cu fund piramidă oblică; c) cilindric, cu fund conic drept; d)cilindric, cu fund conic oblic.

Silozurile şi buncărele sînt formate dintr-un corp cilindric sau paralelipipedic, cu baza patrată sau dreptunghiulară, avînd partea inferioară tronconică sau trunchi de piramidă dreaptă sau oblică (fig.3.35).

Calculul buncărelor: Dimensiunile principale ale buncărului se calculează din volumul său V, acesta din urmă fiind determinat de raportul între volumul de material depozitat şi coeficientul de umplere. De exemplu, în cazul unui buncăr cilindric, cu partea

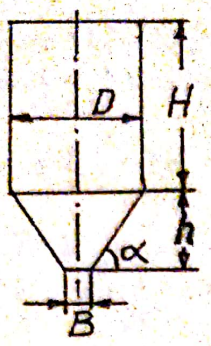


Fig.3.36.

inferioară tronconică rezultă:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H + \frac{\pi h}{8} (D^2 + B^2) \quad (3.455)$$

Unghiul de înclinare $\alpha$ a părții inferioare a buncărului trebuie astfel ales încît să fie îndeplinită condiția de curgere a materialului, fără a se forma bolta nedorită. Aceasta se calculează cu relația:

$$\cos\alpha = \sqrt{\sqrt{4\mu^4 + 1} - 2\mu^2} \quad (3.456)$$

în care $\mu$ reprezintă coeficientul de frecare în repaos a materialului pe pereții buncărului. In practică, înclinarea pereților se ia cu $3^0$ mai mare decît cea calculată cu rel.(3.456).

O contribuție importantă la sigurarea curgerii materialului din buncăr o are și gura de descărcare, a cărei dimansiune (diametrul B în fig.3.36), trebuie să îndeplinească condiția:

$$B > K(a' + 80)\ tg\ \rho_o \quad , mm \quad (3.457)$$

în care $a'$ - dimensiunea caracteristică a granulelor, mm; $\rho_o$ - unghiul de frecare internă a materialului; K- constantă avînd valorile: 2,6 - pentru materiale sortate și 2,4 - pentru materiale nesortate.

Viteza de curgere a materialului din buncăr interesează pentru aflarea timpului de descărcare și se poate calcula astfel:

- pentru cazul curgerii normale, cînd se formează un curent central și o adîncitură conică la suprafața materialului:

$$v = \lambda \sqrt{2\, g / \rho_v} \quad , m/s \quad (3.458)$$

- pentru cazul curgerii hidraulice, cînd întreaga masă de material se află în mișcare:

$$v = \lambda \sqrt{3{,}2\ g.R} \quad , m/s \quad (3.359)$$

în care $\lambda$ este un coeficient de curgere ce depinde de coeficientul de frecare internă $\mu_o$ ($\mu_o = tg\ \rho_o$) prin relația:

$$\lambda = \frac{1}{\sqrt{2 + 4\mu_o^2 - 2\mu_o\sqrt{1 + \mu_o^2}}} \quad (3.460)$$

g - accelerația gravitațională, $m/s^2$; $\rho_v$ - densitatea volumetrică a materialului, $kg/m^3$; R - raza hidraulică, m, definită ca raport între secțiunea buncărului și perimetrul acestei secțiuni; q - presiunea exercitată de stratul de material, care poate fi aproximată, pentru majoritatea materialelor vărsate, cu ajutorul relației $q \simeq 5,6\ \rho_v . R\ (N/m^2)$.

### 3.5. Calculul conductelor și racordurilor

Calculul hidraulic al conductelor stabilește legătura dintre caracteristicile de transport ale fluidului (debit, viteză, presiune) și caracteristicile constructive ale conductei (secțiune, lungime etc.).

Determinarea diametrului interior al conductei, $d_i$, se face pe baza debitului volumetric de fluid, astfel încît, pentru conducte cu secțiune circulară, se poate scrie:

$$d_i = \sqrt{\frac{4\ V_s}{\pi . v}}\ , m \qquad (3.461)$$

în care $V_s$ este debitul de fluid, $m^3/s$ și v - viteza medie a fluidului, m/s.

Viteza medie a fluidului se alege de obicei în funcție de natura fluidului și valorile vitezelor recomandate pentru diferite utilizări sînt prezentate în tabelul 3.38.

Tabelul 3.38- Viteze recomandate ale fluidelor în conducte

| Fluidul | Utilizare și caracteristici | Viteza, m/s |
|---|---|---|
| Lichide diverse | Cu vîscozitate mică și medie | 3 |
| | Cu vîscozitate mare | 0,5 - 1 |
| | Foarte vîscoase | 0,1 - 0,3 |
| Apă | Scopuri edilitare | 0,6 |
| | Transport (conducte lungi) | 1,5 - 3 |
| | Alimentarea cazanelor de abur (conducte scurte) | 2 - 3 |
| | Pompe cu piston < conducta de aspirație | 0,7 - 1 |
| | Pompe cu piston < conducta de refulare | 1,5 - 2 |
| | Pompe centrifuge < conducta de aspirație | 2 - 3 |
| | Pompe centrifuge < conducta de refulare | 3 - 5 |
| Abur | Supraîncălzitor în cazane cu abur | 10 - 12 |
| | Alimentarea mașinilor și pompelor de abur | 5 |
| | Abur saturat pentru încălzire, p = 1 - 2 ata | 20 - 30 |
| | Abur saturat pentru încălzire, p ≥ 3 ata | 30 - 50 |
| | Scopuri diverse | 10 - 30 |

| | | |
|---|---|---|
| - | Scopuri diverse | 10 - 20 |
| Aer | Compresoare < conducta de aspiraţie | 16 - 20 |
| | Compresoare < conducta de refulare | 25 - 30 |
| | Turbocompresoare (la ambele conducte) | 20 + 25 |
| | Ventilatoare – Presiune joasă < conducta de aspiraţie | 10 - 12 |
| | Ventilatoare – Presiune joasă < conducta de refulare | 12 - 16 |
| | Ventilatoare – Presiune medie < conducta de aspiraţie | 12 - 16 |
| | Ventilatoare – Presiune medie < conducta de refulare | 15 - 20 |
| | Ventilatoare – Presiune înaltă < conducta de aspiraţie | 12 - 18 |
| | Ventilatoare – Presiune înaltă < conducta de refulare | 20 - 30 |

Pentru determinarea rapidă a uneia din caracteristicile de transport, în funcţie de celelalte două, de exemplu debitul, cunoscînd viteza şi diametrul conductei, se poate folosi una din nomogramele reprezentate în figurile 3. 37 şi 3.38.

Intrucît ţevile şi tuburile sînt standardizate, după calcularea diametrului interior cu relaţia (3.461), se alege din STAS ţeava corespunzătoare pentru conducta de transport sau pentru racord. In acest fel se va cunoaşte şi diametrul exterior şi grosimea peretelui ţevii. In tabelele 3.39 şi 3.40 sînt prezentate cîteva asemenea dimensiuni pentru ţevi.

Tabelul 3.39. Ţevi de oţel pentru construcţie

| Diam. nominal $d_n$ | Diam. exterior $d_{ext}$, mm | Grosimea peretelui s, mm | Diam. interior $d_{int}$, mm | Greutatea ţevii, kgf/m | Momentul de inerţie, I, $cm^4$ |
|---|---|---|---|---|---|
| 4 | 8 | 1,5 | 5 | 0,24 | 0,0170 |
| 6 | 10 | 1,5 | 7 | 0,314 | 0,03724 |
| 8 | 12 | 1,5 | 9 | 0,388 | 0,0695 |
| 10 | 14 | 2 | 10 | 0,592 | 0,1393 |
| 15 | 18 | 2 | 14 | 0,789 | 0,3261 |
| 20 | 25 | 2 | 21 | 1,13 | 0,9611 |
| 25 | 30 | 2,5 | 25 | 1,70 | 2,0549 |
| 30 | 38 | 2,5 | 33 | 2,19 | 4,4065 |
| 40 | 44,5 | 2,5 | 39,5 | 2,59 | 7,2807 |
| 50 | 57 | 2,75 | 51,5 | 3,63 | 17,2544 |
| (60) | (70) | 3 | 64 | 4,96 | 35,4406 |
| 65 | 76 | 3,5 | 69 | 6,26 | 52,4060 |
| 80 | 89 | 3,5 | 82 | 7,38 | 85,8973 |
| (90) | 102 | 4 | 94 | 9,87 | 147,8248 |
| 100 | 108 | 4,5 | 98 | 11,5 | 214,6792 |
| 125 | 133 | 5 | 123 | 15,8 | 411,6689 |
| 150 | 159 | 6 | 147 | 22,6 | 843,6834 |

Tabelul 3.40. Ţevi îngroşate de oţel pentru instalaţii (apă, gaz, abur)

| Diametrul nominal $d_n$, mm | Diametrul exterior $d_{ext}$, mm | Diametrul interior $d_{int}$, mm | Grosimea peretelui s, mm | Greutatea ţevii, kgf/m | Momentul de inerţie, I, $cm^4$ |
|---|---|---|---|---|---|
| 6 | 10 | 5 | 2,5 | 0,462 | 0,0459 |
| 8 | 13,25 | 7,75 | 2,75 | 0,712 | 0,1334 |
| 10 | 16,75 | 11,25 | 2,75 | 0,949 | 0,3071 |
| 15 | 21,25 | 14,74 | 3,25 | 1,44 | 0,7673 |
| 20 | 26,75 | 19,75 | 3,5 | 2,01 | 1,7636 |
| 25 | 33,5 | 25,5 | 4 | 2,91 | 4,0993 |
| 30 | 42,25 | 34,25 | 4 | 3,77 | 8,8708 |
| 40 | 48,25 | 39,75 | 4,25 | 4,61 | 14,3248 |
| 50 | 60 | 51 | 4,5 | 6,16 | 30,3548 |
| 65 | 75,5 | 66,5 | 4,5 | 7,88 | 63,3886 |
| 80 | 88,25 | 78,75 | 4,75 | 9,78 | 108,7588 |
| (90) | 102 | 91 | 5 | 11,8 | 173,8831 |
| 100 | 113,5 | 103,5 | 5 | 13,4 | 250,8804 |
| 125 | 139 | 128 | 5,5 | 18,1 | 513,8426 |
| 150 | 164,5 | 153,5 | 5,5 | 21,6 | 867,6755 |

Pentru calculul greutăţii pentru 1 m de conductă, se poate utiliza nomograma din figura 3.39, cunoscînd suprafaţa secţiunii peretelui conductei $S = 0,785(d_e^2 - d_i^2)$.

Amplasarea ştuţurilor pe capac şi poziţia dispozitivelor de sprijin pentru un vas sînt prezentate în figura 3.40.

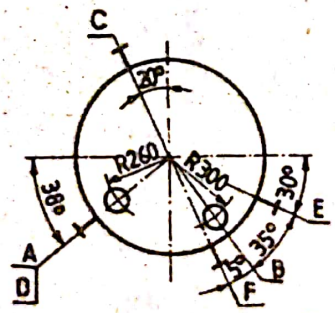



Fig. 3.40

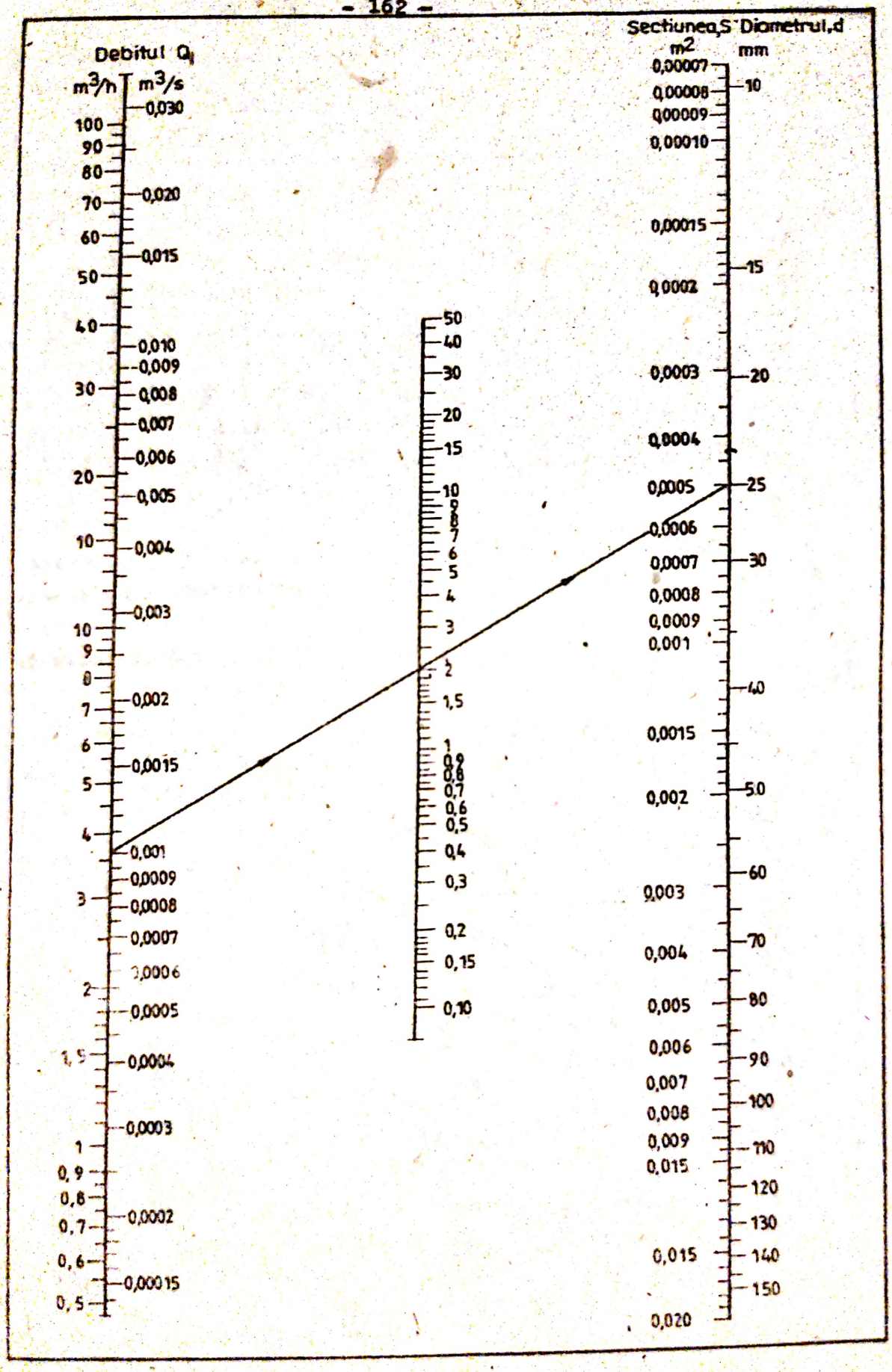



Fig.3.37. Determinarea diametrului conductelor pentru debite mici

Scanned with OKEN Scanner

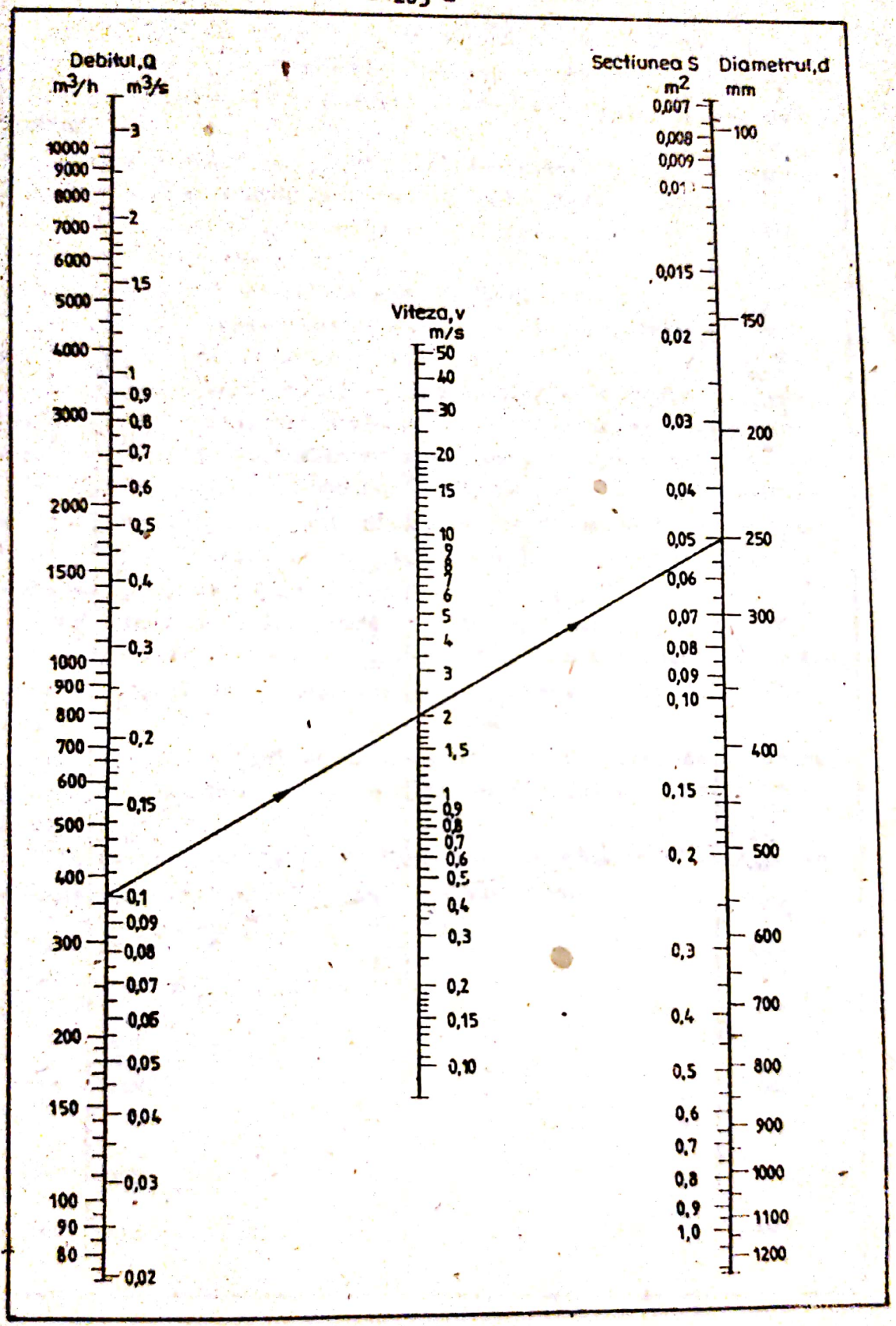



Fig.3.38. Determinarea diametrului conductelor pentru debite mari

Scanned with OKEN Scanner

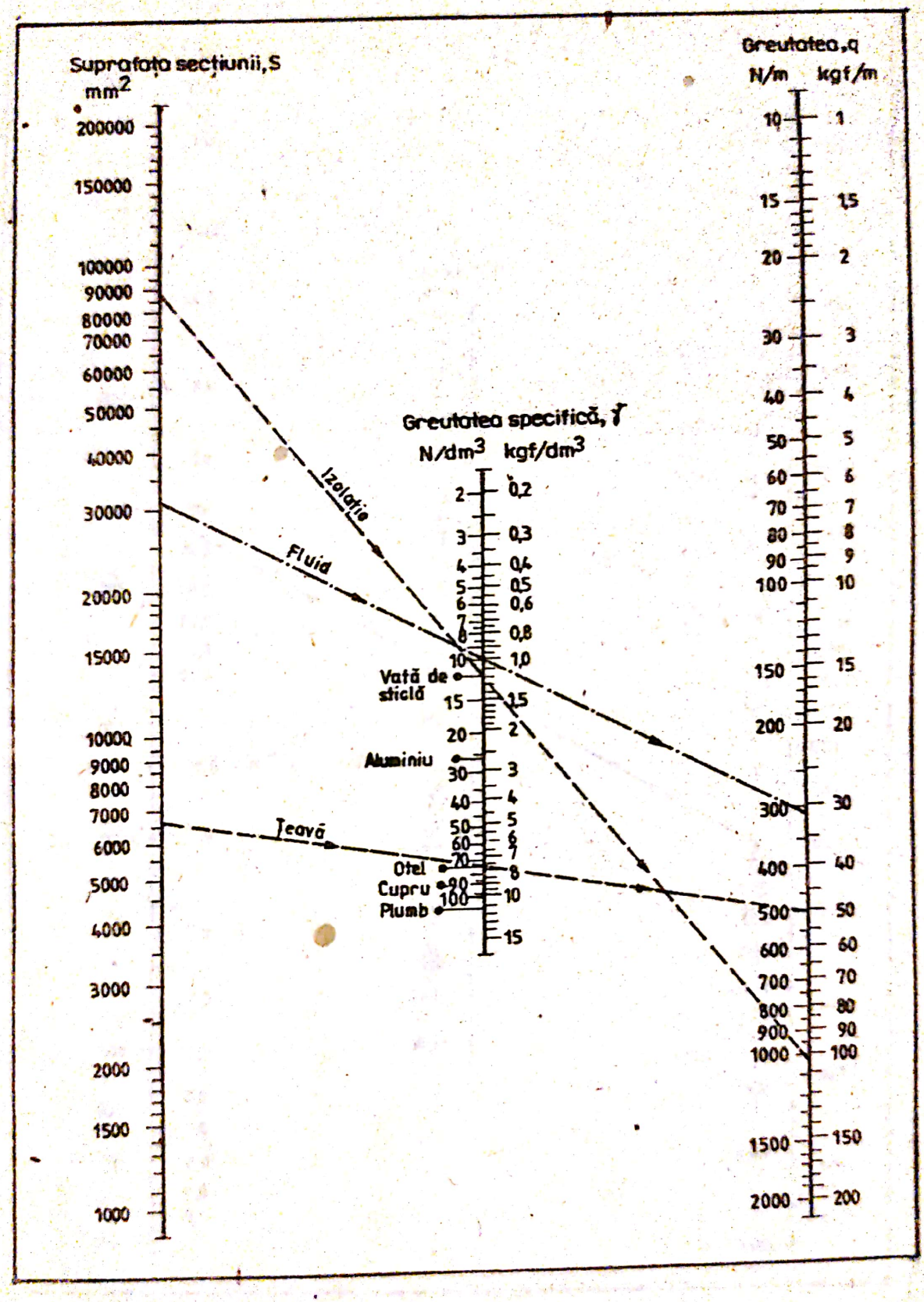



Fig.3.39. Greutatea pentru 1 m de conductă

### 3.6. Izolaţii termice şi încălzirea conductelor şi armăturilor

Izolarea termică a conductelor se practică în cazurile următoare:

- pentru reducerea pierderilor de căldură din timpul transportului şi deci pentru economii de combustibil;
- pentru prevenirea încălzirii fluidelor cînd transportul se face la temperaturi joase;
- pentru prevenirea îngheţării fluidelor;
- pentru reducerea temperaturii exterioare, impusă de normele de protecţie a muncii şi PSI.

Incălzirea conductelor şi armăturilor este impusă în vederea prevenirii reducerii temperaturii fluidelor şi deci a unor caracteristici depinzînd de aceasta, care ar determina greutăţi în transport (cum este vîscozitatea). La unele procese de polimerizare încălzirea tuturor traseelor este impusă de pericolul "îngheţării" amestecului de reacţie sau a polimerului care circulă sub formă de topitură după reactor.

Ca procedee de încălzire se pot menţiona:

- încălzirea directă, prin introducerea agentului de încălzire în fluidul de transportat (are dezavantajul că diluează fluidul);
- încălzirea indirectă cu ajutorul conductelor de însoţire, cu conductă interioară sau cu manta de încălzire, parţială sau totală.

In toate cazurile de încălzire a conductelor şi armăturilor se efectuează şi calculul izolaţiei termice.

## Capitolul 4. Automatizarea

Prin automatizarea instalaţiilor din industria chimică se urmăreşte în general:

- reducerea consumurilor specifice;
- creşterea productivităţii muncii;
- reducerea suprafeţelor de producţie;
- creşterea calităţii produselor şi uniformizarea acesteia;
- montarea unor instalaţii în aer liber şi reducerea investiţiilor pentru construcţii;
- creşterea securităţii muncii;
- îmbunătăţirea condiţiilor de muncă.

Industria chimică modernă este de neconceput fără o dotare corespunzătoare cu instalaţii de automatizare. Astfel, de exemplu, condiţiile de securitate a personalului şi instalaţiei impun o automatizare complexă a unor procese cum ar fi cele de sinteză a unor polimeri ca polietilena, policlorura de vinil etc.

In acest capitol se dau elementele de bază pentru întocmirea şi reprezentarea schemelor de automatizare. Pentru o informare şi analiză aprofundată se recomandă consultarea lucrărilor de specialitate /11, 12, 13, 19/.

### 4.1. Determinarea variabilelor ce trebuie măsurate şi reglate

Dacă admitem că fondurile de investiţii nu sînt limitative, atunci numărul de variabile care trebuie reglate şi măsurate trebuie să fie cît mai mare. Dat fiind, însă, faptul că nu pentru toate procesele se dispune de modele matematice adecvate, numărul variabilelor reglate se reduce.

Obiectivele propuse mai sus prin automatizare determină unele priorităţi în stabilirea variabilelor care trebuie să fie reglate. Prioritatea maximă o au, evident, variabilele care determină stabilitatea şi integritatea sistemului. Astfel, sistemele cum sînt recipienţii sub presiune cu şi fără reacţie chimică, reactoarele şi recipienţii cu produse letale, toxice sau inflamabile impun prioritatea maximă în stabilirea parametrilor ce urmează a fi măsuraţi şi reglaţi. De altfel şi normele PSI impun acest lucru. Apoi, caracteristicile de agresivitate a mediilor determină introducerea unor sisteme de măsură şi automatizare. In final, criteriile de creştere a randamentelor, reducerea consumurilor specifice, creşterea şi uniformizarea calităţii etc.,

impun de asemenea anumiţi parametri ce trebuie măsuraţi şi reglaţi.

## 4.2. Reglarea automată a unor parametri de proces

4.2.1. Reglarea debitului se poate realiza fie prin strangularea unui ventil montat pe circuit, fie prin modificarea turaţiei motorului care acţionează pompa (Fig.4.1). Ventilul de reglare poate fi montat şi pe o conductă de recirculare, soluţie obligatorie în cazul pompelor cu roţi dinţate şi cu piston (la care strangularea excesivă ar determina distrugerea instalaţiei (Fig.4.2)

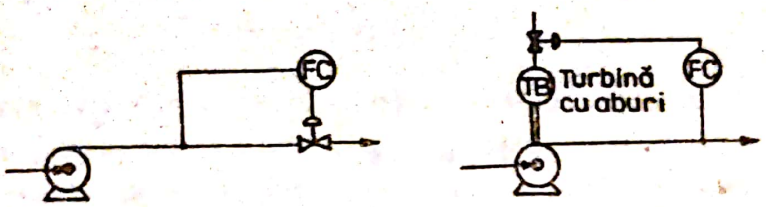



Figura 4.1.

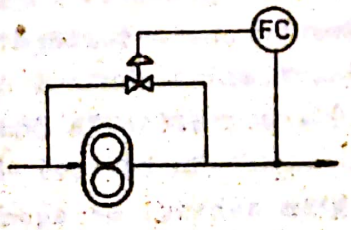



Figura 4.2.

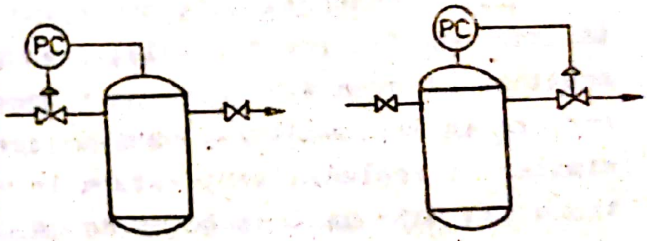



Figura 4.3.

4.2.2. Reglarea presiunii se realizează prin modificarea debitului la intrarea sau ieşirea din vase (Figura 4.3).

4.2.3. Reglarea nivelului se poate face în mai multe moduri, după cum ventilul de reglare se montează pe alimetarea sau pe evacuarea din vas sau după cum evacuarea se realizează cu pompă sau prin curgere liberă (Figura 4.4).

4.2.4. Reglarea temperaturii . Pentru elaborarea schemelor de reglare a temperaturii trebuie să se ia în considerare următoarele:

- temperatura unui sistem este determinată de procesele de transfer de căldură şi reacţii chimice;
- transferul de căldură prin conductivitate se caracterizează prin inerţie mare;

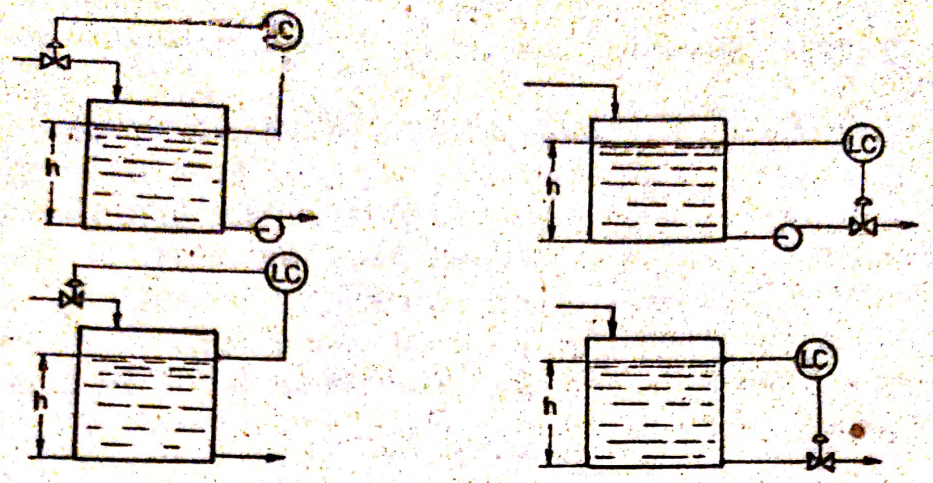



Figura 4.4.

- elementele sensibile pentru temperatură (senzori) şi traductoarele se caracterizează uneori prin inerţii mari (în funcţie de tipul, modul şi locul de montare a acestora).

In reactoarele tip autoclavă temperatura poate fi reglată prin modificarea debitului agentului termic sau a temperaturii acestuia (figura 4.5). Pentru reducerea inerţiei sistemului de reglare se recomandă reglarea în cascadă (figura 4.6). In mod similar se reglează temperatura la ieşirea dintr-un reactor continuu sau într-un schimbător de căldură (prin debitul de agent termic)

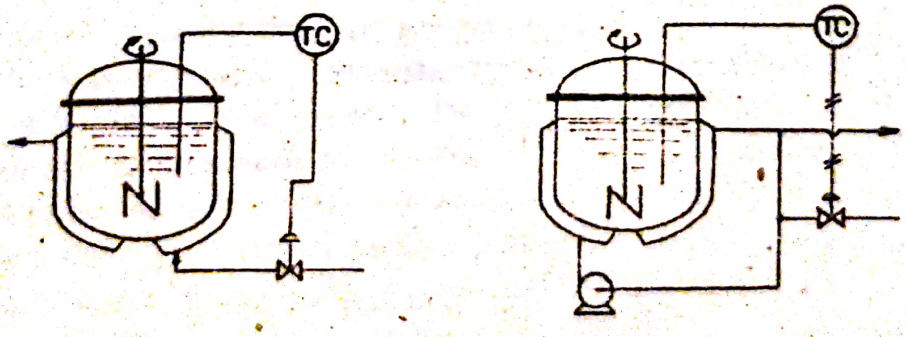



Figura 4.5

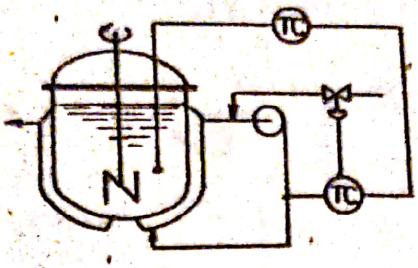



Figura 4.6

4.2.5. Reglarea concentraţiei. Compoziţia unui sistem constituie un parametru deosebit de important pentru procesele chimice. De regulă aceasta este reprezentată prin concentraţia unui număr limitat de componenţi, denumiţi frecvent componenţi cheie.

Concentraţia unui component se reglează mult mai greu datorită mai ales întîrzierilor determinate de fenomenele de transport şi a complexităţii deosebite a elementelor primare. Drept analizor se utilizează în mod obişnuit un pH-metru, conductometru, densimetru, cromatograf. In ultimul caz funcţionarea analizorului este periodică.

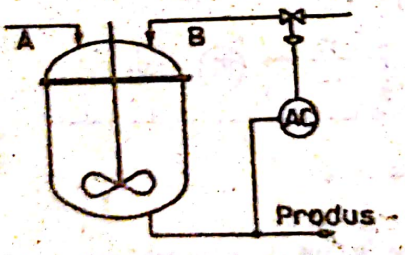



Figura 4.7

Cel mai frecvent concentraţia se reglează prin modificarea debitului unei soluţii sau solvent (figura 4.7).

4.2.6. Reglarea pH-ului este mult mai complexă, datorită întîrzierilor, a timpilor morţi şi a preciziei de reglare, care depinde de valoarea prescrisă şi de precizia de dozare a mediului de reglare. In cazul sistemelor continui, sistemul de reglare a pH-ului poate fi ca în figura 4.8.

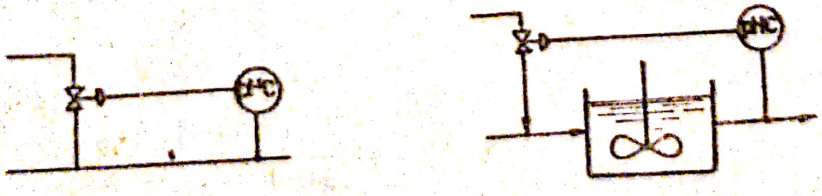



Figura 4.8

4.2.7. Reglarea raportului debitelor se poate realiza cu două regulatoare de debit şi un bloc de raport. Semnalul de ieşire din blocul de raport constituie intrare pentru cel de al doilea regulator de debit (figura 4.9).

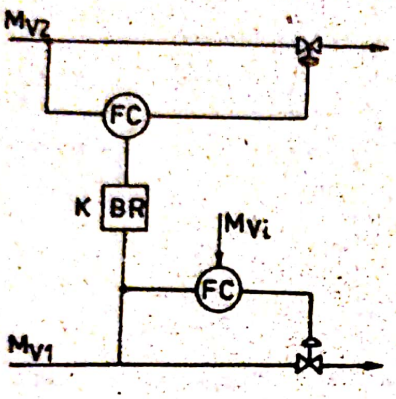



Figura 4.9

## 4.3. Exemple de scheme de automatizare

In cele ce urmează se dau cîteva exemple de automatizare a unor aparate mai larg întîlnite în tehnologiile chimice. Informaţii suplimentare privind reprezentarea sistemelor de automatizare sînt date în capitolul 8.

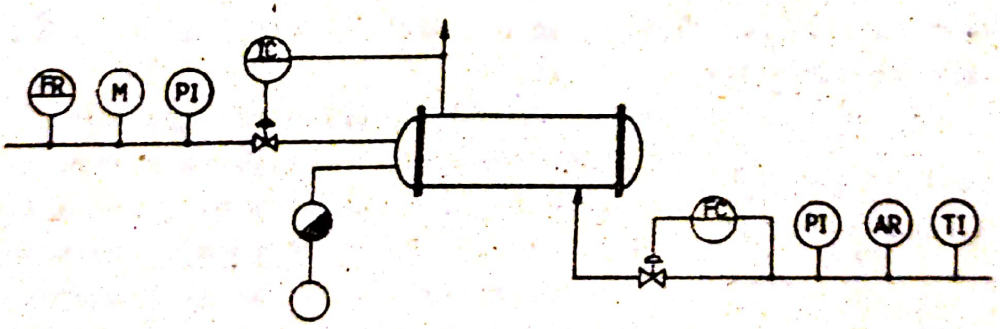



Figura 4.10. Schema de automatizare a unui schimbător de căldură.

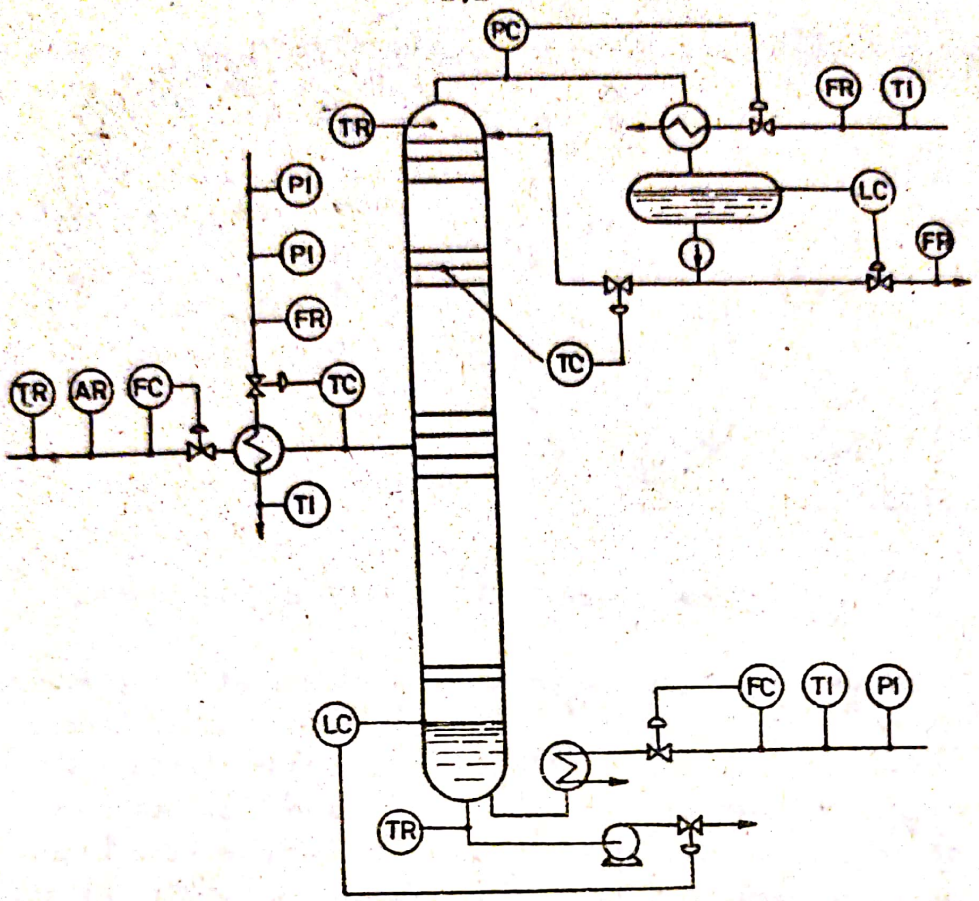



**Fig.4.11. Schema de automatizare a unei coloane de fracţionare.**

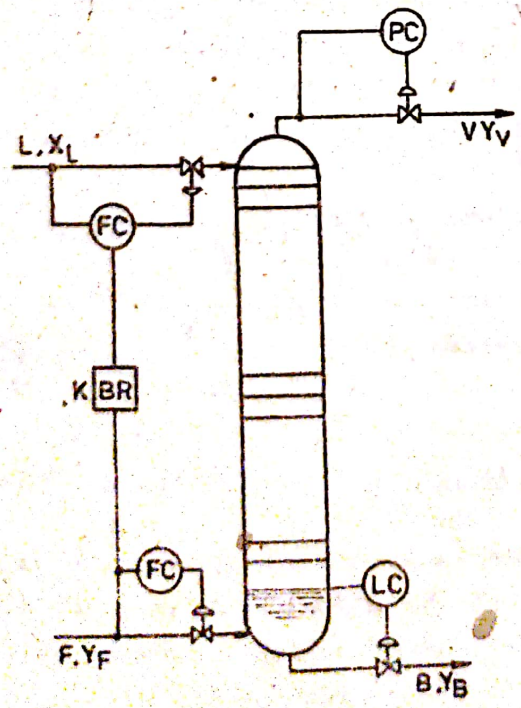



**Fig.4.12. Schema de reglare automată a unei coloane de absorbţie**

Scanned with OKEN Scanner

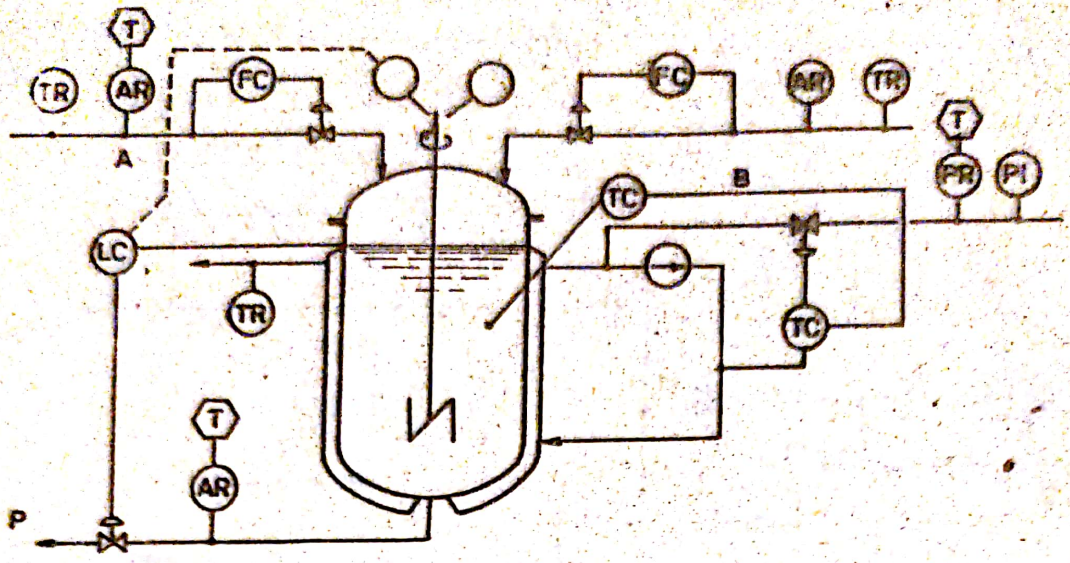



Fig.4.13. Schema de reglare automată a unui reactor

In schema din fig.4.13, pe lîngă reglarea şi înregistrarea unor parametri ca temperatura, debitele de reactanţi şi nivel, unele aparate sînt cuplate cu calculatorul electronic în vederea întocmirii bilanţurilor, a calculării conversiei, consumurilor specifice etc. De asemenea, cu linie întreruptă este reprezentată bucla de reglare a duratei de reacţie în funcţie de vîscozitatea sistemului, sesizată prin curentul motorului de acţionare a agitatorului, antrenat cu turaţie constantă. Acest sistem este utilizat în special la reactoarele discontinui pentru unele procese de sinteză a polimerilor.

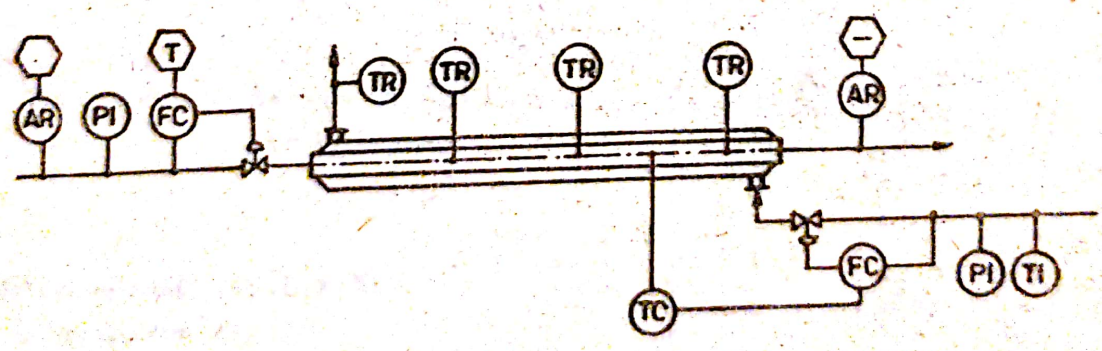



Fig.4.14. Automatizarea unui reactor cu deplasare totală

Automatizarea reactoarelor cu deplasare este prezentată în figurile 4.14 şi 4.15. In fig.4.15 suprafaţa de schimb de căldură este secţionată în vederea asigurării unor operări speciale.

De asemenea regulatoarele de temperatură fiind cuplate cu un calculator electronic se poate realiza o optimizare a reactorului.

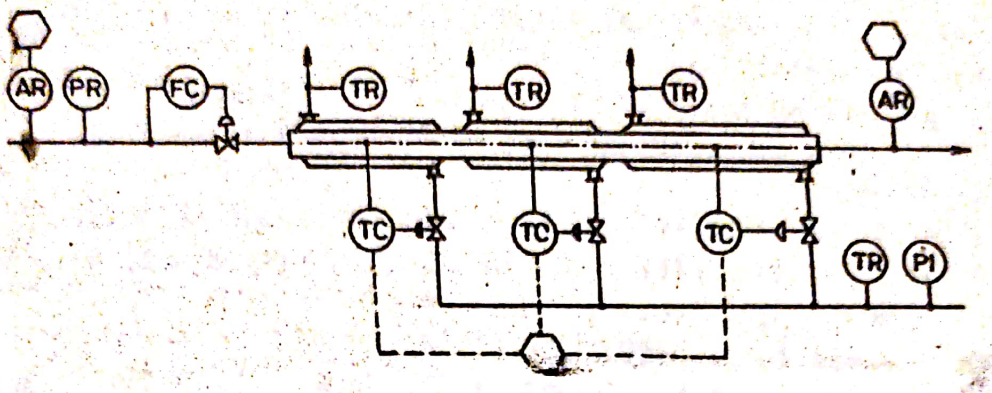



Fig.4.15. Automatizarea unui reactor cu deplasare totală, cu suprafaţa de schimb de căldură secţionată.

Pentru funcţionarea instalaţiilor la parametri cît mai eficienţi, pentru asigurarea operării corecte şi în siguranţă se mai pot recomanda următoarele:

a) Semnalizarea prin alarmă optică şi/sau sonoră a atingerii unor valori periculoase a unor parametri cum sînt temperatura unor sisteme sensibile sau instabile, concentraţiile critice în sistem sau în mediul ambiant (pentru unele substanţe letale, toxice sau inflamabile), reducerea presiunilor pe magistralele de agenţi termici de răcire, căderea sau deranjamentele în sursele de acţionare a dispozitivelor de automatizare etc.

b) Pentru evitarea impurificării condensului se recomandă montarea dispozitivelor de semnalizare pe liniile de evacuare a acestuia cum sînt celulele conductometrice cu dispozitiv de alarmă.

c) Controlul apelor reziduale şi al gazelor evacuate la coş, pentru prevenirea poluării surselor de apă şi a atmosferei.

d) Montarea senzorilor speciali şi a dispozitivelor de semnalizare a scăpărilor de substanţe toxice letale, acolo unde se lucrează cu acestea.

e) Asigurarea tuturor recipienţilor sub presiune cu dispozitive de siguranţă şi semnalizare a atingerii valorilor critice.

f) Semnalizarea întreruperii funcţionării unor dispozitive şi aparate determinante pentru siguranţa sistemului sau a calităţii produselor (cum sînt agitatoarele pentru reacţii exoterme).

g) Semnalizarea deteriorării condiţiilor de funcţionare cum sînt depunerile excesive pe suprafeţele de schimb de căldură sau agitatoare etc.

## Capitolul 5. Utilităţi

Utilităţile mai importante din industria chimică sînt: apa, aburul, energia electrică, aerul comprimat, vidul, frigul, gaze inerte, combustibilul.

Apa.- După modul de utilizare se deosebesc:

- apa tehnologică, care intră direct în procesul de fabricaţie;
- apa de răcire sau de încălzire (agent termic);
- apa potabilă, folosită în instalaţiile sanitare, birouri, laboratoare, spălătorii etc.;
- apa de incendiu.

Apa care intră în instalaţii mai poate fi apă potabilă şi industrială.

Apa utilizată în scopuri tehnologice poate fi apă decurizată sau demineralizată. Apa care se utilizează pentru încălzire este de două feluri: apă caldă, cu temperatura pînă la 90°C şi caldă sub presiune, cu temperatura pînă la 150°C.

Aburul (tehnologic).- Se utilizează ca agent termic şi fluid motor. Drept agent de încălzire se utilizează aburul saturat.

Potrivit normelor ISCIR, aburul este:

- de presiune joasă, pînă la 1,2 at;
- de presiune medie, pînă la 40 at inclusiv;
- de presiune înaltă, peste 40 at.

Datorită diversităţii mari de consumatori, în instalaţiile chimice se utilizează mai multe trepte de presiune şi anume: 3 ats, 6 ats, 10 ats şi 20 ats.

Aerul comprimat se utilizează pentru:

- scopuri tehnologice;
- sursă de energie (pentru acţionarea pneumatică, în instalaţiile de automatizare etc.);

diferite alte scopuri, cum este curăţirea utilajelor.

In funcţie de utilizare, aerul poate fi supus unor operaţii pregătitoare cum sînt: filtrarea pentru reţinerea prafului, a urmelor de ulei şi uscarea (mai ales în cazul aerului utilizat la aparatele de măsură şi control sau a aerului tehnologic în anumite cazuri). Reţeaua de aer comprimat pentru alimentarea aparaturii de măsură şi control are presiunea de şi este separată de reţeaua care alimentează alţi consumatori.

Energia electrică se utilizează pentru acţionări, încălzire, răcire, iluminat, ventilaţie etc. Alimentarea întreprinderi-

lor cu energie electrică se poate face de la centralele proprii (cînd se produce de regulă şi aburul tehnologic) sau din sistemul energetic naţional.

Reţelele de alimentare cu energie electrică sînt:

- de curent continuu;
- de curent alternativ;
- reţeaua pentru iluminatul de siguranţă.

După efectele pe care le produce întreruperea alimentării cu energie electrică, consumatorii se împart în trei categorii:

- categoria I - consumatori la care întreruperea alimentării produce pierderi nerecuperabile sau pune în pericol integritatea instalaţiilor şi a personalului de exploatare;
- categoria II - pierderile sînt mari dar recuperabile;
- categoria III - consumatori la care nu se produc pierderi sensibile.

Majoritatea instalaţiilor din industria chimică modernă fac parte din categoriile I şi II.

La elaborarea proiectelor, după calculul necesarului de utilităţi se întocmesc tabele centralizatoare.

Aplatizarea curbelor de consum al utilităţilor

In vederea uniformizării consumului de utilităţi pe instalaţia proiectată şi deci pentru evitarea suprasolicitărilor surselor de alimentare (cum este centrala termoelectrică proprie sau sistemul energetic naţional), se impune aplatizarea curbelor de consum (numai pentru aparatele cu funcţionare discontinuă)

Aceasta se realizează prin decalarea ciclurilor aparatelor de acelaşi tip sau diferite, în aşa fel încît fazele de consum maxim la unele să corespundă cu cele de consum minim la restul aparatelor sau instalaţiilor. După aplatizarea curbelor de consum se calculează consumurile pe instalaţia proiectată, minim, maxim şi mediu.

## Capitolul 6 - Amplasament şi plan general

### 6.1. Amplasarea obiectivului în plan teritorial

La alegerea soluţiei de amplasare în plan teritorial trebuie să se ia în consăderare următoarele:

a) Posibilităţile de aprovizionare cu materii prime, materiale, utilităţi etc.

b) Posibilităţile de desfacere a producţiei.

c) Racordarea la sistemul energetic naţional şi la reţelele de transport.

### 6.2. Alegerea terenului

Alegerea terenului trebuie astfel făcută încît cheltuielile de realizare a investiţiei să fie minime. De asemenea se va avea în vedere ca să se utilizeze la maximum toate dotările existente. Astfel se pot recomanda cîteva criterii de alegere a terenului:

a) Utilizarea dotărilor dintr-o zonă industrială existentă trebuie să aibă prioritate faţă de amplasarea într-o zonă industrială nou proiectată, cu excepţia unor cazuri speciale (zonă industrială aglomerată sau supraaglomerată, condiţii speciale de protecţie a mediului sau de aprovizionare şi desfacere etcç)

b) Evitarea pe cît posibil a scoaterii terenului din circuitul agricol.

In planul general al obiectivului proiectat se vor preciza componentele principale şi legăturile de la interfaţa acestuia cum sînt:

- reţele de transport;
- aprovizionarea cu utilităţi;
- tratarea apelor uzate şi deversarea acestora etc.

## Capitolul 7 - Măsuri de protecţia muncii şi PSI

Se vor preciza sursele de noxe, condiţii speciale PSI şi normele corespunzătoare fiecărui loc de muncă. De asemenea se va preciza tehnica necesară asigurării condiţiilor de muncă şi PSI precum şi locul de depozitare şi amplasare a acesteia.

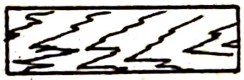
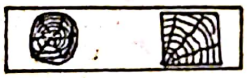
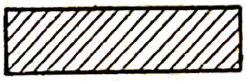
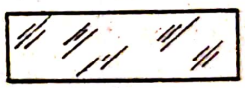
Scanned with OKEN Scanner

## Capitolul 8 - Partea desenată a proiectului

### 8.1. Norme de reprezentare în desenul tehnic

**Construcţii** - Materialele folosite în construcţii se reprezintă ca în tabelul 8.1.

Tabelul 8.1.

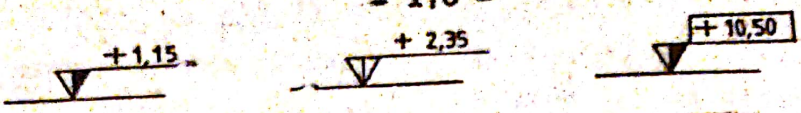
| Material | Reprezentare | Material | Reprezentare |
|---|---|---|---|
| Pămînt stîncă | | Beton armat monolit la scară >1:50 | |
| Zidărie | | Idem, scara <1:50 | |
| Beton simplu | | Mozaic | |
| Lemn în secţiune longitudinală |  | Metal, profile şi bare rotunde | |
| Lemn în secţiune transversală |  | Izolaţie termică, fonică | |
| Indiferent de material, pentru dimensiuni mici ale cîmpului |  | Geam |  |

**Cote de nivel**

Cotele de nivel se indică în metri, cu două zecimale, cu excepţia construcţiilor metalice care se cotează în milimetri. Ca reper se consideră nivelul pardoselii finite de la parterul intrării principale, cotele de deasupra reperului cu semnul (+) iar cele de sub acesta cu (-). Pentru cotele din secţiuni (secţiuni verticale) şi planuri (secţiuni orizontale) se utilizează simboluri orizontale (cu înălţimea triunghiului egală cu cea a cifrelor cotelor).

- pentru cotele în raport cu nivelul reper, simbolul triunghiului este jumătate înegrit;
- pentru cotele în raport cu alt nivel simbolul simplu;
- în planuri simbolul se completează cu un dreptunghi în care se înscrie cota.

Scanned with OKEN Scanner




Cotele pentru amplasarea unor aparate pot fi date ca în figura 8.1.

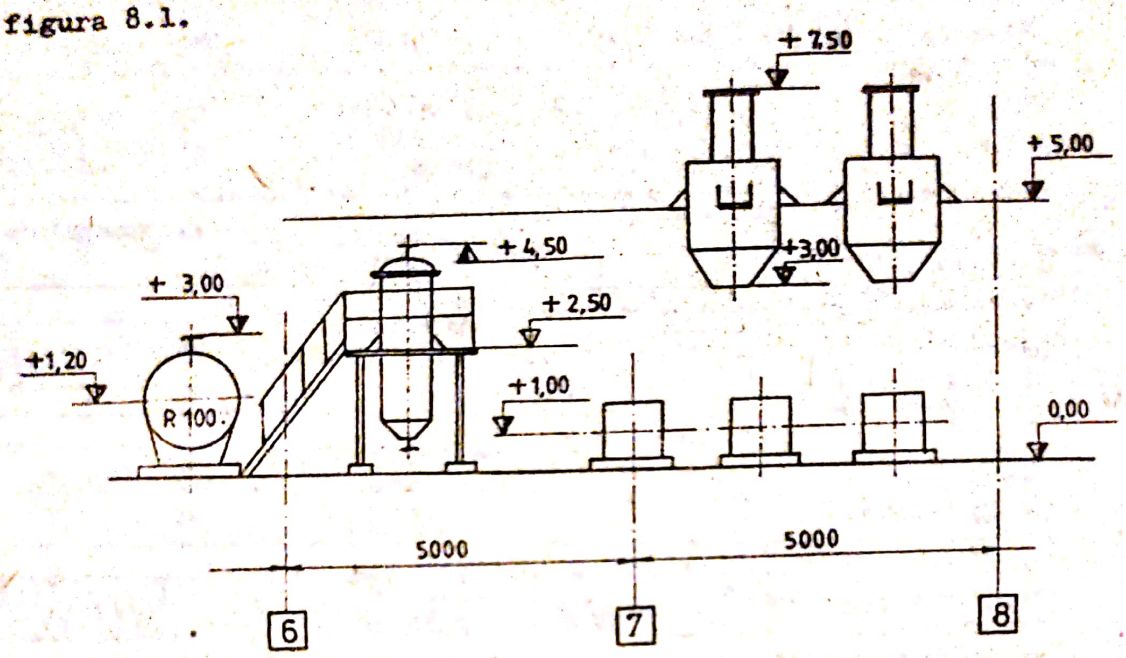



Figura 8.1.

Cotarea elementelor pentru CLĂDIRI

Deoarece în proiectarea construcţiilor distribuţia în plan a elementelor de rezistenţă se face pe baza unei reţele de axe rectangulare, distanţele dintre aceste axe trebuie să fie multiplu al unui modul, care, pentru clădirile de locuit şi cele industriale, este de 10 cm.

Dimensiunile stîlpilor şi distanţa dintre aceştia se cotează ca în figura 8.2.

Platformele din metal cum sînt grilajele metalice se reprezintă în plan ca în figura 8.3, iar golurile în plăci - ca în figura 8.4.

Reprezentarea uşilor şi ferestrelor se face ca în figura 8.5, după cum scara este mai mare (a) sau mai mică (b) de 1:50.

In cercurile de pe linia axei din fig.8.5 se înscrie indicativul din tabelul de tîmplărie. Cotele reprezintă dimensiunile modulate ale golurilor din pereţi (lăţime pe înălţime).

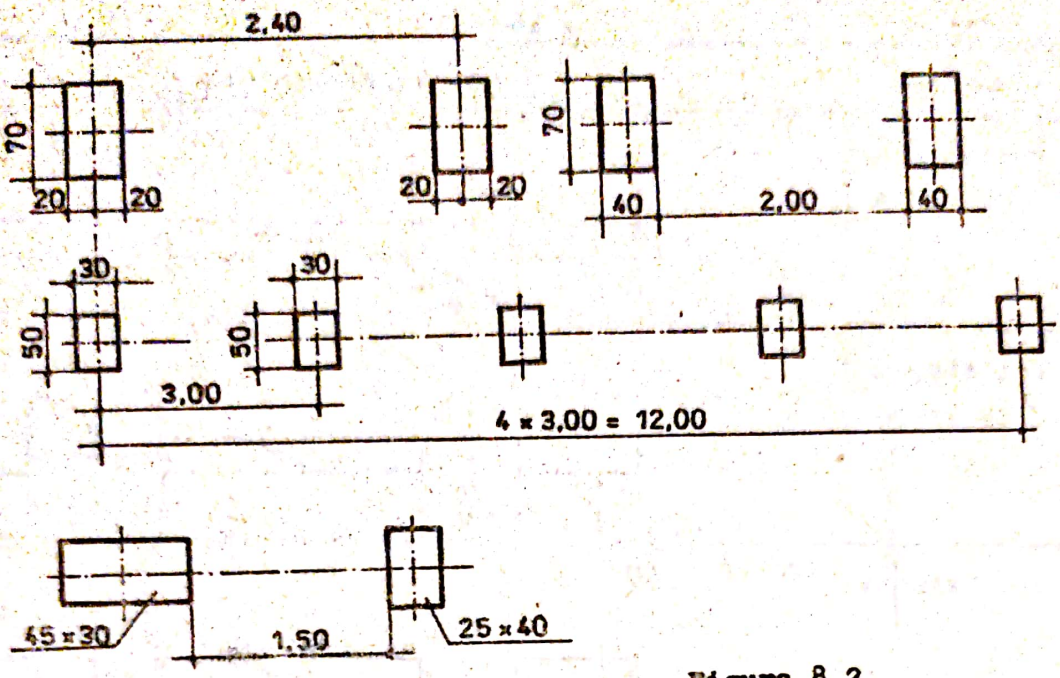



Figura 8.2

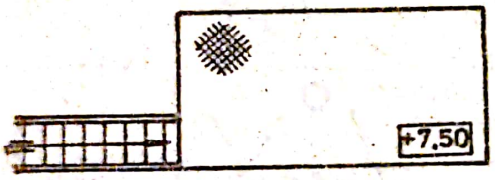



Figura 8.3

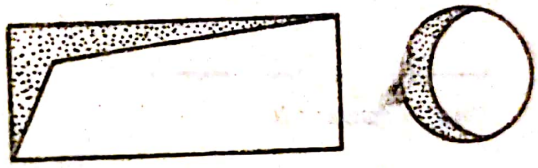


Figura 8.4

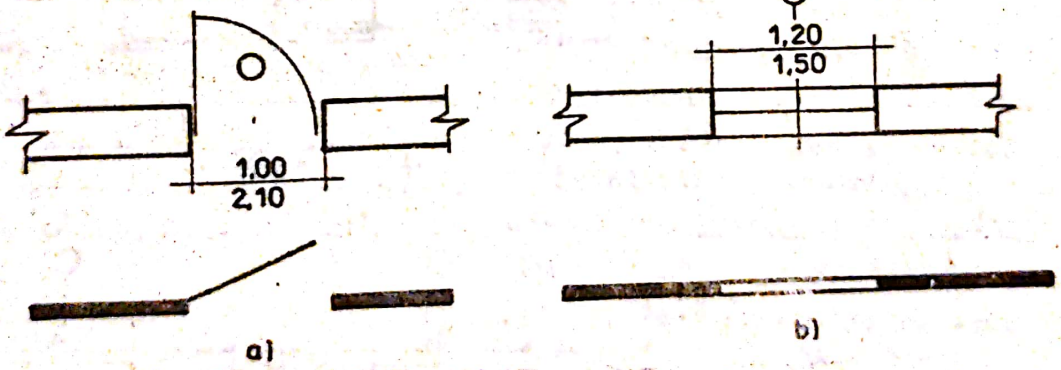
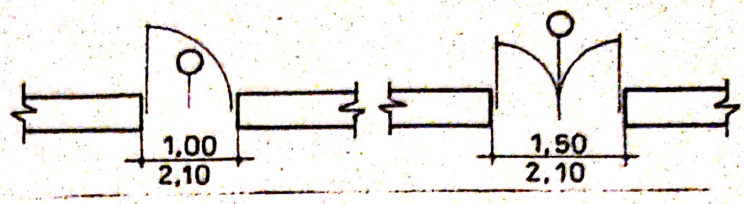
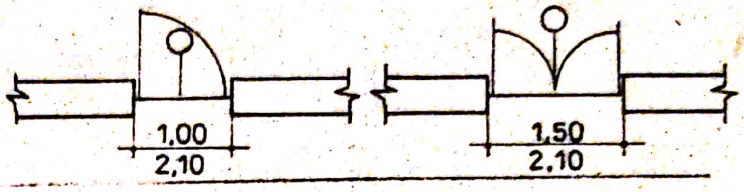
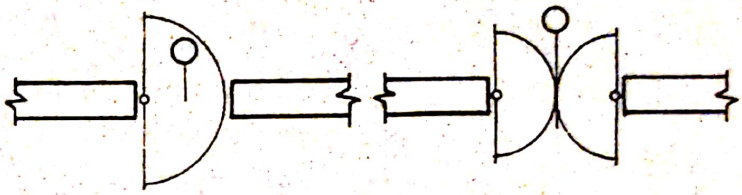
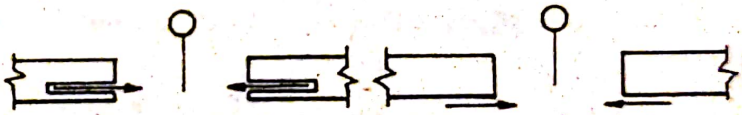
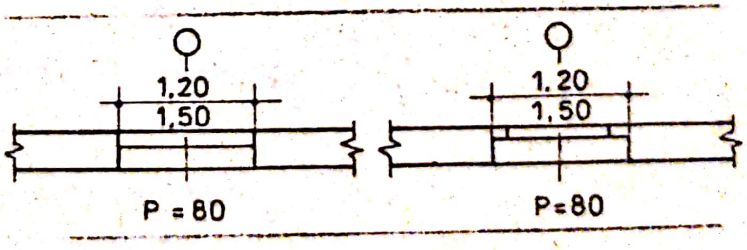
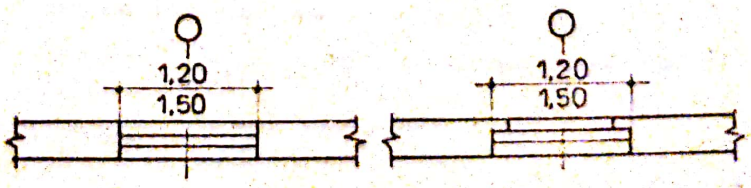



Figura 8.5

In continuare se dau mai multe tipuri de uşi şi ferestre şi reprezentarea lor.

| Denumirea | Reprezentarea convenţională |
|---|---|
| Uşi simple fără prag |   |
| Uşi simple cu prag |   |
| Uşi batante |  |
| Uşă armonică | |
| Uşi glisante |  |
| Uşă cu perdea de aer | |
| Perestre simple fără şi cu urechi |   |
| Perestre duble, fără şi cu urechi |   |

Cotarea elementelor simetrice se face ca in figura 8.6.

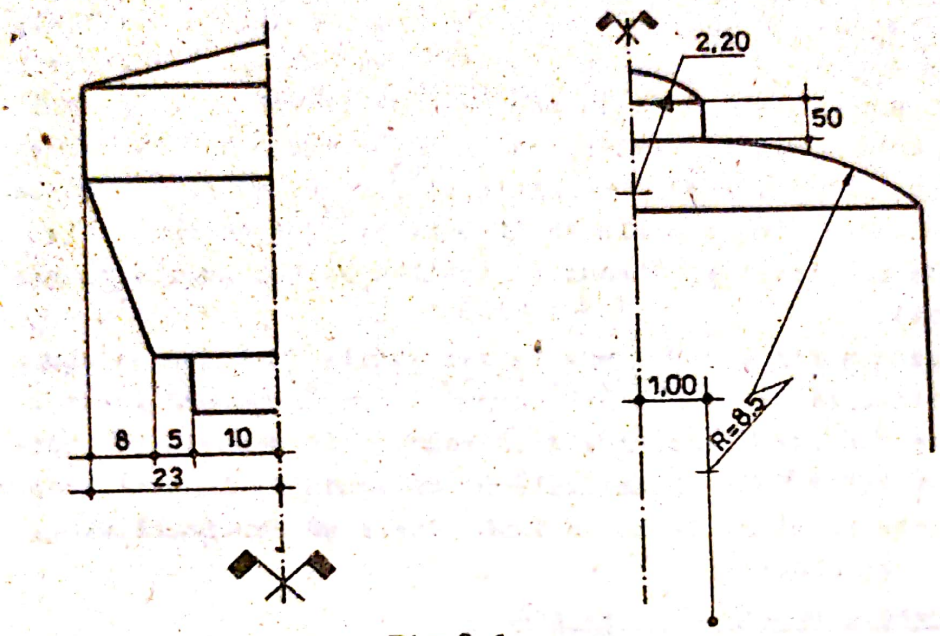



Fig.8.6

Reprezentarea axelor de trasare (figura 8.7).

In planuri axele de trasare se notează după cum urmează:

- axele transversale cu cifre arabe, de la stînga la dreapta;
- axele longitudinale cu litere majuscule, A, B, C,...,începînd de jos în sus;

Notaţiile se înscriu în pătrate cu latura de 6...9 mm, în funcţie de scara desenului, ca în fig.8.7. La halele industriale distanţa dintre doi stîlpi de susţinere în sens longitudinal se numeşte travee, iar în sens transversal - deschidere.

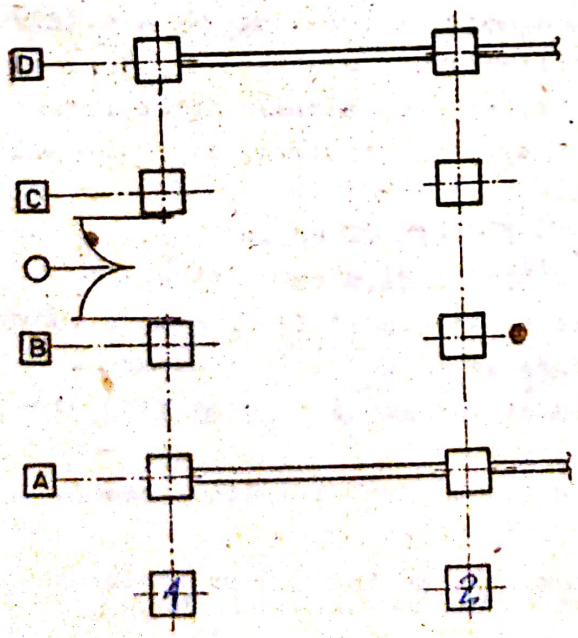



Figura 8.7

## Intocmirea şi cotarea planurilor de arhitectură

Secţiunea orizontală efectuată printr-o construcţie la un nivel caracteristic se numeşte plan. Denumirea simplă de secţiune se utilizează, în general, numai pentru secţiunile verticale.

Pe conturul clădirii, în exterior, se dau mai multe şiruri de cote şi anume pornind de la contur spre exterior: pe primul şir se fixează axele golurilor, cotînd distanţele dintre ele şi cele faţă de marginile extreme ale clădirii; pe şirul al doilea se dau distanţele între axele de trasare şi pînă la marginile extreme ale clădirii; pe rîndul al treilea se dau cotele totale (de gabarit).

Planşeele din beton armat în secţiunile desenate la scara 1:50 sau mai mică se reprezintă înegrind suprafaţa secţionată.

In secţiunile transversale se renunţă în general la indicarea distanţelor între elementele pe orizontală, deoarece acestea sînt indicate în plan. Se impun însă cotele pe verticală ale elementelor şi clădirii.

## Reprezentarea şi cotarea scărilor

Scara se desfăşoară într-un spaţiu prevăzut numit casa scării. Elementele componente ale unei scări sînt treptele, contratreptele şi podestele, ultimele reprezentînd locuri de odihnă între rampele scării (figura 8.8). Lăţimea treptei l se măsoară între două contratrepte; distanţa h - înălţimea treptei - se măsoară între feţele a două trepte consecutive. Se recomandă relaţiile:

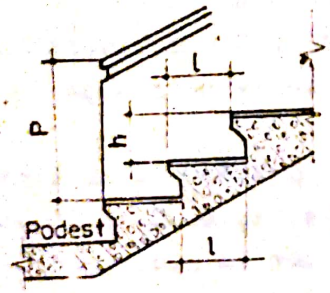



Figura 8.8

$$2h + l = 62 \ldots 64 \text{ cm}$$

$$h = 15 \ldots 22.5 \text{ cm}$$

Înălţimea P a parapetului se recomandă să fie P = 80 ...90cm

In planul unei scări se figurează şi cotează următoarele elemente: - linia pasului pe care se figurează cu o săgeată sensul de urcare;

- numărul rampelor prin linii paralele, înclinate la 45° faţă de linia treptelor;
- dimensiunile treptelor care se înscriu pe linia pasului (l/h);
- numărul de crcine al treptelor marcat în apropierea liniei pasului;
- înălţimea parapetului;
- cotele de nivel;

- dimensiunile rampelor, podestelor etc.

Secţiunea în scară se reprezintă pe linia pasului.

Ascensoarele. In planuri se reprezintă golurile pentru ascensor şi cabinele ( la scară pentru desenele de execuţie). Contragreutatea se reprezintă printr-un dreptunghi înegrit. Se disting ascensoare cu contragreutatea la spate sau lateral ca în figura 8.9.

Figura 8.9

Alte reprezentări caracteristice pentru construcţii

In încăperile climatizate toate comunicaţiile cu exteriorul se realizează prin sasuri sub presiune care se reprezintă în plan, ca în figura 8.10.

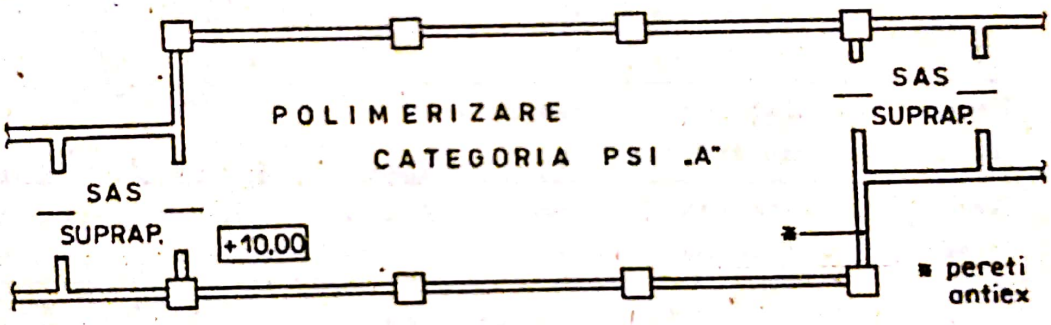



Figura 8.10

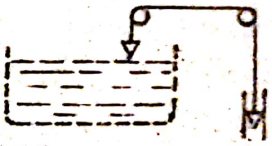
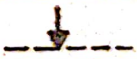
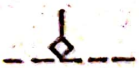
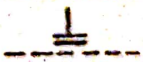
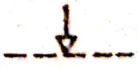
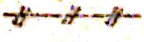
de asemenea în încăpere se precizează categoria PSI (potrivit normelor PSI) precum şi caracteristicile construcţiei potrivit acestor norme,cum ar fi pereţii antiex.

8.2. Aparate de măsură şi control. Automatizarea

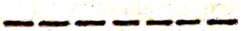
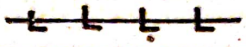
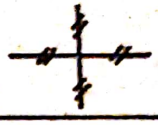
Se utilizează simboluri ca în tabelul 8.2.

| Denumirea | Semn convenţional |
|---|---|
| Aparate de măsură şi control | |
| Aparat indicator cu citire directă | |
| Aparat înregistrator grafic | |

Tabelul 8.2 - continuare

| | |
|---|---|
| Aparat înregistrator valoric prin însumare (debitmetru, contor) | |
| Aparat înregistrator valoric integrator (debitmetru, contor) | |
| Aparat cu contacte electrice | |
| Manometru diferențial | |
| Indicator de nivel cu sticlă | |
| Indicator de nivel cu plutitor și miră |  |
| Element auxiliar pentru transmiterea prin dilatarea informației | |
| Element auxiliar pentru transmiterea electrică a informației | |
| **Parametri de măsurat** | |
| Temperatura | |
| Presiunea |  |
| Debitul |  |
| Umiditatea |  |
| Nivelul |  |
| **Linii de transmitere a informațiilor** | |
| Conectare cu procesul, linie de transmisie mecanică sau alimentare aparatură | |
| Semnal pneumatic sau semnal nedefinit pentru schemele tehnologice |  |

Tabelul 8.2 - continuare

| | |
|---|---|
| Semnal electric |  |
| Sistem capilar | |
| Sistem hidraulic |  |
| Semnal electromagnetic sau sonic | |
| Intersecţie linii de transmisie |  |
| Legătură a liniilor de transmisie | |

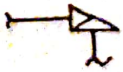
## Elemente de automatizare

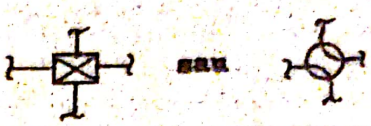
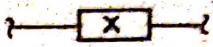
Prescurtări pentru tipul de alimentare cu energie (tipul sursei): AS - alimentare cu aer; NS - cu azot; ES - electrică; SS - cu abur; GS - cu gaz; WS - cu apă; HS - hidraulică

| | |
|---|---|
| Aparat pentru un singur parametru şi orice număr de funcţii, montat local | |
| Idem, pentru aparat montat pe tablou de ordin 1 | |
| Idem, pentru aparat montat pe tablou de ordinul 2. | |

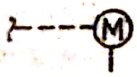
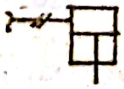
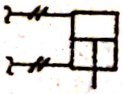
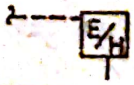
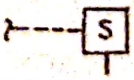
In locul marcat cu X se înscriu simbolurile literale corespunzătoare parametrilor şi funcţiilor. In locul marcat cu Y se înscrie numărul de ordine necesar identificării aparatului.

## Robinete de reglare

| | |
|---|---|
| Robinet cu două căi | |
| Robinet de colţ |  |
| Clapetă sau jaluzele | |

| | |
|---|---|
| Robinet cu obturator rotativ sau sferic | |
| Robinet cu trei căi | |
| Robinet cu patru căi |   |
| Robinet neclasificat (tipul corpului scris în interior sau adiacent) |   |

**Dispozitive de acţionare sau comandă**

| | |
|---|---|
| Diafragmă cu resort antagonist fără poziţioner sau pilot | |
| Diafragmă cu resort antagonist asamblată cu pilot; ansamblu acţionat de o intrare electrică comandată | |
| Motor rotativ |   |
| Cilindru cu acţionare simplă |  |
| Cilindru cu acţionare dublă |  |
| Acţionare manuală | |
| Acţionare electrohidraulică |   |
| Acţionare cu solenoid |   |

Observaţie: In mod normal, modurile de lucru ale robinetelor nu sînt indicate pe schemă, cu excepţia robinetului cu funcţionare închis-deschis, care se poate marca cu simbolul 1 - 0 sau ON-OFF.

Semne convenţionale diverse

| | |
|---|---|
| Lampă pilot | |
| Conectare la şi/sau de la calculator | |
| Element primar sau senzor indiferent de tip | |

Observaţii: In locurile marcate cu X se înscriu simbolurile literale pentru tipul de semnal: A - semnal analogic; D - semnal digital (numaric); N - semnal analogic şi digital. In locul marcat cu Y se înscriu simbolurile literale necesare identificării modului de interacţiune cu calculatorul: I - intrare în calculator; A - intrare în calculator cu întrerupere de proces şi dispozitive; O - ieşire din calculator; N - intrare şi ieşire din calculator.

In schemele tehnologice pe traseul conductelor se notează: - fluidul; - caracteristici dimensionale ale conductei (diametrul nominal sau diametrul exterior şi grosimea peretelui); - materialul de construcţie (marca sau denumirea dacă este alt material). Pentru alte simboluri decît cele standardizate se dă o legendă.

In schemele de legături, pe lîngă elementele de automatizare şi control, pe traseul conductelor se notează:

Simboluri literale pentru parametri şi funcţii, conform tabelului 8.3.

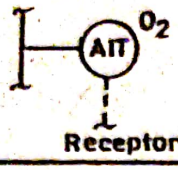
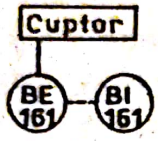
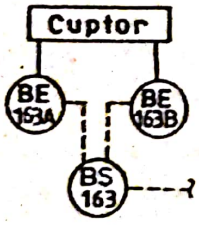
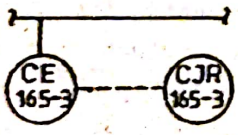
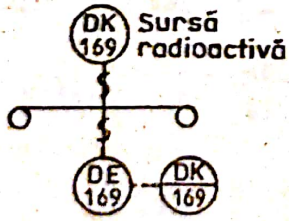
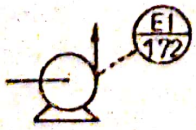
Tabelul 8.3.

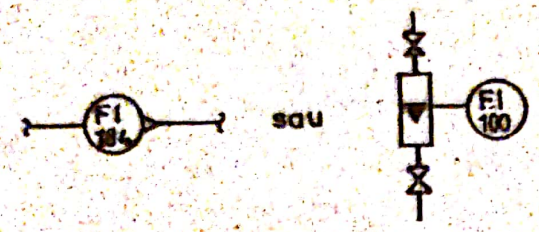
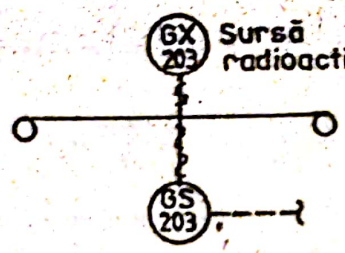
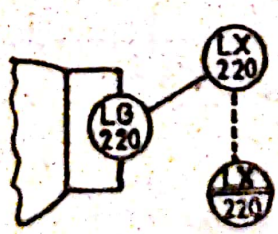
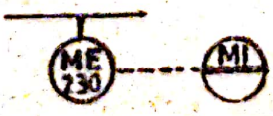
| Simbol | Prima literă | | Literele următoare | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | Parametru | Litera modificatoare | Funcţie afişare sau pasivă | Funcţie de ieşire | Litera modificatoare |
| A | Analiză | | Semnalizare alarmă | | |
| B | Flacără | | La alegere | Semnif. alegere | Semnif. alegere |
| C | Conductivitate electrică | | | Reglare | |
| D | Densitate | Diferenţial | | | |
| . . . | | | | | |

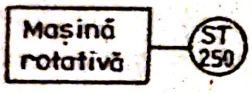
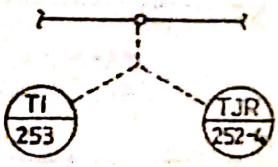
ş.a.m.d., vezi STAS 6755 - 81.

**Exemple de utilizare a semnelor convenţionale şi a simbolurilor**

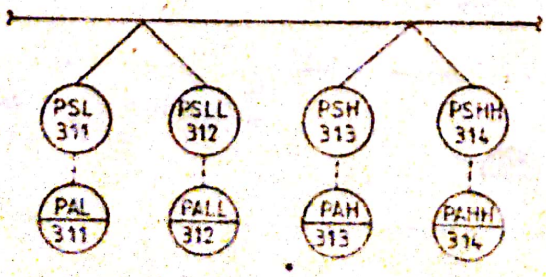
**Tabelul 8.4.**

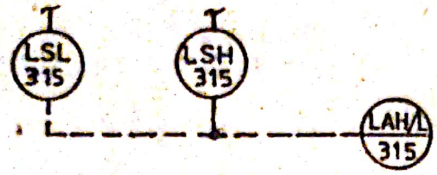
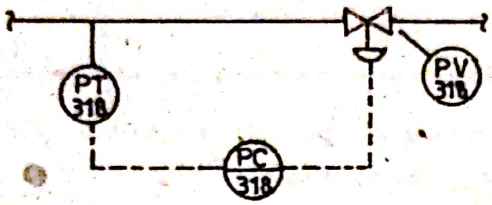
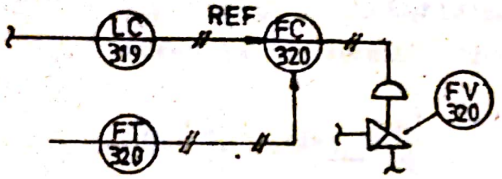
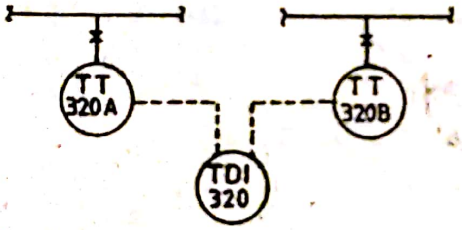
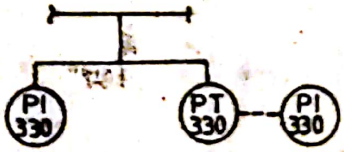
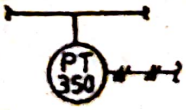
| Parametru | Simbolizare | Semnificaţie |
|---|---|---|
| A |  | Traductor (analizor) de oxigen cu traductor integrat |
| B |  | Detector de flacără conectat cu indicator de intensitate de flacără |
| B |  | Detector de flacără conectat la un element de comutare |
| C |  | Celulă de conductivitate conectată la punctul 3 al unui înregistrator multipunct |
| D | | Traductor de densitate |
| D |  | Traductor de densitate tip radioactiv |
| E |  | Voltmetru indicator conectat la motorul pompei |
| F | | Diafragmă ca senzor de presiune conectată la un transmiter |

| | | |
|---|---|---|
| F |   | Indicator de debit tip rotametru |
| F | | Element primar de debit cu transmiter integrat |
| F | | Vizor de sticlă pentru supravegherea curgerii |
| G |   | Comutator de grosime tip radioactiv |
| I | | Wattmetru indicator conectat la motorul suflantei |
| K | | Ceas |
| L | | Sticlă de nivel |
| L |   | Indicare la distanță a nivelului cu cameră de luat vederi și receptor TV |
| M |   | Detector și indicator de umiditate |

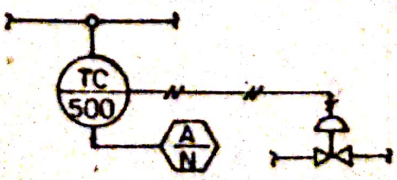
| | | |
|---|---|---|
| P | | Indicator de presiune conectat direct |
| Q | | Contor cu indicare, tip mecanic |
| R | | Indicator de radioactivitate |
| S |   | Traductor de turație |
| T | | Indicator de temperatură |
| T |   | Termocuplu conectat în paralel la un aparat indicator și la un aparat înregistrator multipunct |
| V | | Traductor de vîscozitate |
| W | | Traductor de greutate |

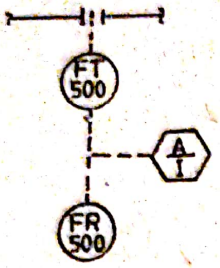
Exemple de simbolizare a functiilor - Tabelul 8.5.

| Functia | Simbolizare | Semnificatia |
|---|---|---|
| A |   | Semnalizări de alarmă operate pentru presiune mică, preminimă, maximă și premaximă |

| | | |
|---|---|---|
| A |  | Semnalizare de alarmă comună pentru nivel minim şi maxim |
| C |  | Reglarea presiunii |
| C |  | Reglare în cascadă; regulator de debit cu referinţă de la regulator de nivel |
| D |  | Indicator de temperatură diferenţială |
| I |  | Indicare de presiune locală şi la tablou |
| T |  | Traductor de presiune cu ieşire pneumatică |

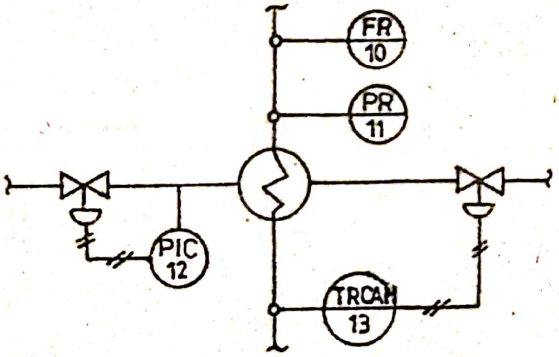
Exemple de sisteme de reglare - Tabelul 8.6

| Simbolizare | Semnificaţie |
|---|---|
|  | Reglare de temperatură cu cuplare la calculator, în regim de comandă a referinţei |




Măsurare debit cu cuplare la calculator pentru bilanțare

In schemele tehnologice se pot evita aparatele intermediare (prin simbolizarea lor), simplificîndu-se astfel reprezentarea sistemului de reglare, ca în exemplul de mai jos, în care se reprezintă înregistrarea debitului și presiunii pentru fluidul reglat și reglarea presiunii fluidului de reglare.



ANEXA $A_1$

Compoziţia chimică a cîtorva oţeluri înalt aliate (STAS 3583-80)

| Nr. crt. | Marca oţelului | Conţinut în elemente, % | | | | | | | Utilizare ca oţeluri | | Rezist. la rupere MPa | Limita de curgere mPa |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Carbon | Siliciu | Mangan | Crom | Nichel | Titan | Molibden | Anti-coroziv | Refractare | | |
| 1 | 12Cr 130 | 0,09..0,15 | max 0,60 | max 0,60 | 12,0..14,0 | - | - | - | ++ | + | 590 | 410 |
| 2 | C Cr 130 | 0,16..0,24 | max 0,60 | max 0,60 | 12,0..14,0 | - | - | - | + | | 650 | 440 |
| 3 | 12 Ni Cr 180 | max 12,0 | max 1,00 | max 2,00 | 17..19 | 8,00..10,00 | - | - | ++ | + | 490 | 200 |
| 4 | 10 Ni Ti Cr 180 | max 0,12 | max 0,80 | max 2,00 | 16,5..18,5 | 8,0..9,5 | 0,02..0,70 (5x%C) | - | ++ | + | 540 | 200 |
| 5 | 10 Ti Mo Ni Cr 175 | max 0,10 | max 1,0 | - " - | 17..19 | 10,5..13,5 | 5x%C | 2,0..25 | | + | 540 | 200 |
| 6 | 15 Si Ni Cr 250 | max 0,20 | 1,5 ..2,5 | - " - | 2,4 ..25 | 19..21 | - | - | | + | 590 | 290 |



Scanned with OKEN Scanner

Tabel $A_2$

Modul de comportare la coroziune a oţelurilor inoxidabile

| MEDIUL | Domeniul | | Materiale inoxidabile (simbol) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Temperatura K(°C) | Concentraţii % | W 14002 W 14006 | W 14301 W 14306 W 14541 W 14311 | W 14401 W 14435 W 14575 | Alte materiale |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| Acetat de amil | TT* | TC* | FR | FR | FR | - |
| Acetat de butil | TT | TC | FR | FR | FR | - |
| Acetat de etil | TT | TC | FR | FR | FR | - |
| Acetonă | 293(20) | TC | FR/R | FR | FR | - |
| Acid acetic | fierbere | 50 | R/SR | R | FR/R | - |
| Acid benzoic | fierbere | TC | FR | FR | FR | - |
| Acid clorhidric | 293(20) | concentrat | - | R | R | - |
| Acid clorhidric | 373(100) | concentrat | - | SR | SR | - |
| Acid clorhidric | 673(400) | concentrat | - | NR | NR | - |
| Acid azotic | 323(50) | 10,20,50 | FR | FR | FR | - |
| Acid azotic | fierbere | 10,20 | FR | FR | FR | - |
| Acid azotic | fierbere | 50 | R | FR | FR | - |
| Acid azotic f | fierbere | 80-95 | SR | SR | SR | - |
| Acid clorhidric | 293(20) | concentrat | R | FR | FR | - |
| Acid formic | fierbere | 1 | R | FR | FR | - |
| Acid formic | fierbere | 100 | - | R/FR | R/FR | - |
| Acid oleic | 573 (300) | 100 | SR | R | FR/R | - |
| Acid oxalic | 293 (20) | 10 | R | FR | FR | - |
| Acid oxalic | fierbere | 50 | SR | SR | R | - |
| Acid fosforic | 293 (20) | 10 | FR | FR | FR | - |
| Acid fosforic | fierbere | 10 | R | FR/R | FR | - |
| Acid fosforic | fierbere | 85 | SR | R | R | - |
| Acid stearic | 293 (20) | 100 | FR | FR | FR | - |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 1 | NR | R | FR | - |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 10 | NR | SR | R | - |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 20 | NR | R | R | - |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 40 | NR | R | R | - |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 60 | NR | NR | SR | W 1.4505(FR) |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 80 | NR | R | R | - |
| Acid sulfuric | 293 (20) | 98 | - | FR | FR | - |
| Acid sulfuric | fierbere | 98 | NR | NR | NR | - |

Tabel $A_2$ - continuare

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Amestecuri sulfonitrice | 323 (50) | 2% $HNO_3$<br>98% $H_2SO_4$ | SR | FR | FR | - |
| Amestecuri sulfonitrice | 323 (50) | 50% $HNO_3$<br>50% $H_2SO_4$ | SR | FR | FR | - |
| Amestecuri sulfonitrice | 373 (100) | 33% $HNO_3$<br>33% $H_2SO_4$<br>34% apă | SR | R | R | - |
| Amestecuri sulfonitrice | 323 (50) | 15% $HNO_3$<br>15% $H_2SO_4$<br>80% $H_2O$ | SR | FR | FR | - |
| Amestecuri sulfonitrice | 373 (100) | 2% $HNO_3$<br>5% $H_2SO_4$<br>93% apă | SR | SR | FR | - |
| Amestecuri sulfonitrice | 373 (100) | 1% $HNO_3$<br>1% $H_2SO_4$<br>98% apă | SR | SR | SR | - |
| Aldehidă formică | 393 (20) | 40 | FR | FR | FR | - |
| Clor | 293 (20) | uscat | SR | SR | SR | W 14505 (R)<br>W 14506 (R) |
| Clor | 293 (20) | umed | SR | SR | SR | - |
| Clorură de sodiu | 293 (20) | sol.saturată | FR/R | FR/R | FR | - |
| Clorură de sodiu | fierbere | sol.saturată | R | R | FR/R | - |
| Hidroxid de potasiu | 293(20) | 10 | FR | FR | FR | - |
| Hidroxid de potasiu | fierbere | 10 | R | FR | FR | - |
| Hidroxid de sodiu | 293(20) | 10 | FR | FR | FR | - |
| Hidroxid de sodiu | fierbere | 10 | R | FR | FR | - |
| Petrol | 293(20) | - | FR | FR | FR | - |
| Tetraclorură de carbon | 393 (20) | 100 | FR | FR | FR | - |
| Tetraclorură de carbon | fierbere | 100 | FR | FR | FR | - |
| Tetraclorură de staniu | 293 (20) | 25 | SR | SR | SR | - |

Scanned with OKEN Scanner

ANEXA $A_3$

Indicaţii de utilizare a oţelurilor refractare şi anticorozive turnate în piese

| Marca oţelului | Caracteristici şi indicaţii de utilizare |
|---|---|
| 1 | 2 |
| T 20 MoCr 90<br>T 20 MoCr 90 z | Refractaritate pînă la 600°C.<br>Piesele instalaţiilor de rafinării, rezistenţa la acţiunea sulfului |
| T 15 Cr 130<br>T 15 Cr 130 X | Refractaritate pînă la 920°C. Piese rezistente la coroziune atmosferică în medii de coroziune uşoare, în acid foarte diluat, în soluapoase ale acizilor organici şi ale sărurilor Piese cu plasticitate mare supuse la solicitări prin şoc. |
| T 40 SiCr 130<br>T 40 SiCr 130 X | Refractaritate pînă la 900°C; foarte rezistente la gaze sulfuroase oxidante |
| Ş<br>T 20 Cr 130<br>T 20 Cr 130 X | Refractaritate pînă la 900°C. Piese rezistente la medii calde cu conţinut de compuşi ai sulfului, rezistente la acid azotic diluat şi la acizi organici slabi. Se recomandă pentru turnarea pieselor supuse solicitării mecanice şi sub formă de şocuri. Se recomandă pentru instalaţii de prelucrare a produselor petroliere, pentru ventile şi pentru armături de apă şi abur. Piese rezistente la coroziune atmosferică. |
| T 40 Cr 130<br>T 40 Cr 130 X | Piese rezistente la coroziune chimică şi temperaturi ridicate. |
| T 75 Cr 280<br>T 75 Cr 280 X | Refractaritate pînă la 1100°C; rezist.la gaze sulfuroase, oxidante şi reducătoare. Prezintă fragilitate reversibilă pînă la 400..500°C şi 600..900°C şi fr.ireversibilă pînă la 900°C. Rezist.la coroziune chimică. |
| T 70 MoCr 280<br>T 70 MoCr 280 X | Armături şi piese de înaltă rezistenţă la uzură şi coroziune pentru fabricile de celuloză şi hîrtie şi fabrici de vopsele. |

ANEXA $A_3$ - continuare

| 1 | 2 |
|---|---|
| T 12 TiMoNiCr175<br>T 12 TiMoNiCr 175 X | Refractaritate pînă la 800°C. Conţinutul de molibden măreşte rezistenţa la coroziune punctiformă şi la coroziune sub tensiune. Rezistă destul de bine la acid clorhidric, fosforic, acid acetic şi amestecul acestora, leşie sulfitică. Mai puţin predispus la coroziune intercristalină. Piese rezistente la temp.lucru 800°C, sub sarcină. |
| T 15 NiCr 180<br>T 15 NiCr 180 X | Piese rezistente la corozîune chimică. |
| T 15 MoNi Cr 180<br>T 15 MoNi Cr 180 X | Piese foarte rezistente la coroziune chimică şi coroziune intercristalină. |
| T 35 NiCr 260<br>T 35 NiCr 260 X | Refractaritate pînă la 1150°C. Fragilitate reversibilă la 600..900°C. Piese rezistente la temperatură şi presiune înaltă şi la gaze bogate în $N_2$. Pentru piese de cazan cu solicitări ridicate, injectoare cu melc, piese pentru cuptoare de cracare, ţevi de radiaţie. |
| T 25 NiCr 250<br>T 25 NiCr 250 X | Piese cu refractaritate ridicată pînă la 1100 .... 1200°C. |
| T 20 CrNi 370<br>T 20 CrNi 370 X | Refractaritate pînă la 1000°C. Piese rezistente la pendulări puternice, pentru cuptoare de tratamente termice, ca grătare. |
| T 35 CrNi 370<br>T 35 CrNi 370 X | Refractaritate 1050°C.<br>Piese rezistente la medii oxidante |

ANEXA $A_4$

## Caracteristici mecanice ale unor oțeluri înalt aliate (tablă, țevi, forjate)

| Nr. crt. | MARCA OTEL | TRATAMENT | STANDARD | $R_{min}^{20}$ MPa | $R_{0,2}$ în MPa, la temperatura, °C | | | | | | | | | | | | | | $R_r/100000$ MPa, la temperatura °C | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | -195 | -120 | -80 | -50 | +20 | 20 | 100 | 200 | 300 | 350 | 400 | 500 | 550 | 600 | 700 | 800 | 900 |
| 1. | 7 AlCr 130 W (1.4002) | recont. îmbunătățit | DIN 17440 | 450 | - | - | - | - | - | - | 250 | 235 | 225 | 220 | 210 | 195 | - | - | - | - | - |
| | | | | 550 | - | - | - | - | - | - | 400 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 2. | 2 NiCr 185 (W 1.4306) | austenitizat | | 450 | 250 | 230 | 220 | 200 | 190 | 178 | 175 | 145 | 118 | 100 | 94 | 89 | 81 | 80 | - | - | - | - |
| 3. | 10 TiNiCr 180 (W 1.4541) | austenitizat | | 500 | 280 | 260 | 250 | 230 | 220 | 213 | 205 | 176 | 155 | 136 | 130 | 125 | 119 | 118 | - | - | - | - |
| 4. | 10 TiMoNiCr 175 (W 1.4571) | austenitizat | | 500 | - | - | - | - | - | - | 225 | 190 | 165 | 145 | 140 | 135 | 129 | 127 | - | - | - | - |
| 5. | 2MoNiCr 175 (W 1.4435) | austenitizat | | 450 | - | - | - | - | - | - | 195 | 165 | 137 | 119 | 113 | 108 | 100 | 98 | - | - | - | - |
| 6. | 12 TiNiCr 180 (W 1.4878) | austenitizat | SEW 470-76 | 500 | - | - | - | - | - | - | 210 | - | - | - | - | - | - | - | 65 | 22 | 10 | - |
| 7. | 15 MnNiCr 200 (W 1.4828) | austenitizat | | 500 | - | - | - | - | - | - | 230 | - | - | - | - | - | - | - | 65 | 16 | 7,5 | 3 |
| 8. | 12 NiCr 250 (W 1.4845) | austenitizat | | 500 | - | - | - | - | - | - | 210 | - | - | - | - | - | - | - | 80 | 18 | 7 | 3 |
| 9. | 10 TiAlCrNi 320 (W 1.4876) | recoacere de recristaliz. | | 500 | - | - | - | - | - | - | 210 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 10. | URANUS B b (W 1.4539) | - | NORMA CREUSOT - LOIRE | 550 | 245 | 245 | 245 | 245 | 245 | 245 | 245 | 205 | 175 | 145 | 140 | 135 | 125 | - | - | - | - | - |
| 11. | 2 NiCr 250 (URANUS 65) | - | | 550 | 245 | 245 | 245 | 245 | 245 | 245 | 245 | 205 | 175 | 145 | 140 | 135 | 125 | - | - | - | - | - |

ANEXA $A_5$

Caracteristicile mecanice ale unor oţeluri carbon şi slab aliate pentru table şi pentru turnare în piese

| Nr. Crt. | MARCA OTEL | STAS. | Limita de curgere $R_{0,2}$, MPa la temperatura, °C | | | | | | | | | | | | Rezistenţă la rupere $R_{min}^{20}$, MPa | Obs. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | -100 | -50 | -40 | -30 | -20 | 0 | 20 | 100 | 200 | 300 | 400 | 450 | | |
| 1 | OL 37 | 500-80 | - | - | - | - | - | - | 230 | - | - | - | - | - | 360 | - |
| 2 | OL 42.3 k | | - | - | - | - | - | 250 | 250 | - | - | - | - | - | 410 | - |
| 3 | OL 44.3 k | | - | - | - | - | - | 270 | 270 | - | - | - | - | - | 430 | - |
| 4 | OL 52.4 kf | | - | - | - | - | 340 | 340 | 340 | - | - | - | - | - | 510 | - |
| 5 | RCA 37.3 | | - | - | - | - | - | 240 | 240 | - | - | - | - | - | 360 | - |
| 6 | RCB 52.4 | | - | - | - | - | 350 | 350 | 350 | - | - | - | - | - | 510 | - |
| 7 | OCS 44.5 b | 9021-80 | - | - | - | 255 | 255 | 255 | 255 | 245 | 205 | 155 | 120 | - | 430 | - |
| 8 | OCS 52.7 a | | | 335 | 335 | 335 | 335 | 335 | 335 | 295 | 255 | 215 | 165 | - | 510 | - |
| 9 | OCS 55.4 b | | - | - | - | - | 410 | 410 | 410 | 355 | 315 | 265 | 205 | - | 540 | - |
| 10 | OCS 58.3 a | | - | - | - | - | - | 450 | 450 | - | - | - | - | - | 570 | - |
| 11 | R 37.3 b | 2883/2-80 | - | - | - | - | - | 210 | 210 | 205 | 175 | 135 | 100 | - | 360 | - |
| 12 | R 44.6 a | | - | - | 255 | 255 | 255 | 255 | 255 | - | - | - | - | - | 430 | - |
| 13 | R 52.5 b | | - | - | - | 330 | 330 | 330 | 330 | 295 | 255 | 215 | 165 | - | 510 | - |
| 14 | R 52.7 b | | - | 330 | 330 | 330 | 330 | 330 | 330 | 295 | 255 | 215 | 165 | - | 510 | - |
| 15 | K 41.2 b | 2883/2-80 | - | - | - | - | - | - | 225 | 208 | 188 | 158 | 117 | 98 | 400 | Pentru grosimi pînă la 60 mm |
| 16 | K 47.2 b | | - | - | - | - | - | - | 265 | 242 | 215 | 176 | 158 | 136 | 460 | |
| 17 | K 52.2 b | | - | - | - | - | - | - | 295 | 264 | 227 | 192 | 177 | 158 | 510 | |
| 18 | 07 55.3 | G00-74 | - | - | - | - | - | - | 320 | - | - | - | - | - | 550 | - |
| 19 | T 40Mn 11 | 177.-76 | - | - | - | - | - | - | 420 | - | - | - | - | - | 650 | - |

ANEXA $A_6$

Eforturile unitare admisibile $\sigma_a$ (N/mm²) pentru şuruburi şi piuliţe în funcţie de temperatura de calcul $t_c$ (K°C) a elementelor de aparat

| Marca materialului | Temperatura de calcul, K (°C) | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 293 (20) | 373 (100) | 423 (150) | 473 (200) | 523 (250) | 573 (300) | 623 (350) | 673 (400) | 723 (450) | 773 (500) | 823 (550) | 873 (600) |
| OL 37-2 k | 90,75 | 90,75 | 90,75 | 90,75 | 91,75 | 90,75 | 85,62 | 73,75 | - | - | - | - |
| WStE47-W.1.8935 | 129,75 | 129,75 | 129,75 | 129,75 | 129,75 | 129,75 | 129,75 | 122,5 | - | - | - | - |
| R 52 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 121,87 | 1o3,12 | - | - | - | - |
| 10 MoC 30 | 102,5 | 102,5 | 102,5 | 102,5 | 102,5 | 102,5 | 102,5 | 102,5 | - | - | - | - |
| X 10 Cr13-W.1.4006 | 137,4 | 137,4 | 137,4 | 137,4 | 137,4 | 137,4 | 137,4 | 137,4 | - | - | - | - |
| X5 CrNi18,9-W 1.4301 | 115,6 | 96,8 | 87,5 | 79,3 | 73,75 | 59,75 | 65,0 | 61,25 | 59,3 | 57,5 | 56,25 | - |
| X2 CrNi18,9-W 1.4306 | 109,3 | 90,62 | 81,25 | 73,75 | 72,9 | 62,5 | 58,75 | 55,6 | 53,1 | 50,6 | 50,0 | - |
| X5 CrNiMo18,10-W.1.4401 | 125,0 | 109,3 | 98,75 | 90,6 | 84,3 | 79,3 | 75,0 | 71,8 | 70,0 | 68,7 | 67,5 | - |
| X2 CrNiMo 18.12-W.1.4435 | 112,5 | 103,1 | 93,75 | 85,6 | 79,3 | 74,3 | 70,6 | 67,5 | 64,3 | 62,5 | 61,25 | - |
| X10CrNiTi18.9-W.1.4541 | 125,0 | 110,0 | 103,1 | 96,8 | 90,6 | 85,0 | 81,25 | 78,1 | 75,6 | 74,3 | 73,4 | - |
| X10CrNiMoTi18.10-W.1.5571 | 125,0 | 118,75 | 110,0 | 103,2 | 96,8 | 90,6 | 87,5 | 84,3 | 81,8 | 80,6 | 79,3 | - |
| NiCu 30Fe-W.2.4360 | 130,0 | 99,2 | 93,9 | 91,2 | 91,0 | 91,0 | 91,0 | 91,0 | - | - | - | - |
| X10NiCrAlTi32.20-W.1.4876 | 125,0 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| URANUS B 6 | 137,5 | 137,5 | 134,3 | 125,0 | 115,6 | 115,6 | 103,1 | 100,0 | 96,8 | 93,7 | - | - |
| X2CrNiN 18.10 - W.1.4311 | 137,5 | 128,1 | 109,3 | 98,1 | 90,6 | 85,0 | 81,2 | 78,1 | 75,6 | 74,3 | - | - |
| OLC 20 | 102,7 | 102,7 | 102,7 | 102,7 | 102,7 | 102,7 | 91,5 | 80,1 | - | - | - | - |
| OLC 25 N | 112,5 | 112,5 | 112,5 | 112,5 | 112,5 | 100,0 | 87,5 | 68,75 | - | - | - | - |
| OLC 35 I | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 127,5 | 125,0 | 112,5 | - | - | - | - |
| OLC 45 X | 147,5 | 147,5 | 147,5 | 147,5 | 147,5 | 147,5 | 143,75 | 125,0 | - | - | - | - |
| 33MoC11 I | 185,0 | 185,0 | 185,0 | 185,0 | 185,0 | 185,0 | 185,0 | 185,0 | - | - | - | - |
| 41 Mo C 11 I | 195,0 | 195,0 | 195,0 | 195,0 | 195,0 | 195,0 | 195,0 | 195,0 | - | - | - | - |
| 24CrMo5-W1.7258 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 147,0 | 73,1 | 22,5 | - |
| 24 CrMoV5.5-W.1.7733 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 114,3 | 45,6 | - |
| X20CrMoVW12.1-W.1.4935 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 171,5 | 159,1 | 146,8 | 73,1 | 28,5 |
| X19CrMo12.1-W.1.4921 | 196,0 | 196,0 | 196,0 | 196,0 | 196,0 | 196,0 | 196,0 | 196,0 | 183,6 | 171,2 | 85,6 | 26,2 |
| EH 21-W.1.0343 | 85,4 | 85,4 | 85,4 | 85,4 | 85,4 | 85,4 | 73,5 | 61,25 | - | - | - | - |



Scanned with OKEN Scanner

ANEXA $A_7$

Proprietăţile amestecului difil

| $t$ °C | $P_{vapori}$ bar | $\rho'$ kg/m$^3$ | $\rho''$ kg/m$^3$ sat | $i'$ KJ/kg | $i''$ KJ/kg | $r=i''-i'$ KJ/kg | $c$ KJ/kgK | $\eta \cdot 10^4$ NS/m$^2$ | $\lambda$ W/mK | Pr |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
| 20 | - | 1062 | - | 0 | 370,1 | 370,1 | 1,549 | 42,95 | 0,138 | 48,1 |
| 30 | - | 1054 | - | 16,3 | 383,1 | 366,8 | 1,604 | 32,46 | 0,137 | 37,9 |
| 40 | - | 1046 | - | 33,1 | 396,5 | 363,5 | 1,654 | 25,20 | 0,136 | 30,6 |
| 50 | 0,000451 | 1037 | 0,0025 | 49,8 | 410,3 | 360,5 | 1,700 | 20,50 | 0,134 | 26,1 |
| 60 | 0,000834 | 1029 | 0,0045 | 66,6 | 424,1 | 357,6 | 1,742 | 17,26 | 0,133 | 22,7 |
| 70 | 0,001491 | 1021 | 0,0079 | 84,2 | 438,4 | 354,2 | 1,779 | 14,91 | 0,131 | 20,2 |
| 80 | 0,002569 | 1013 | 0,0133 | 101,7 | 452,6 | 350,9 | 1,813 | 12,85 | 0,130 | 17,9 |
| 90 | 0,004286 | 1004 | 0,0282 | 119,3 | 467,2 | 347,9 | 1,842 | 11,28 | 0,128 | 16,2 |
| 100 | 0,006953 | 996 | 0,0347 | 137,3 | 481,9 | 344,6 | 1,871 | 9,90 | 0,127 | 14,6 |
| 110 | 0,01098 | 987 | 0,0537 | 155,7 | 497,0 | 341,2 | 1,897 | 8,806 | 0,126 | 13,3 |
| 120 | 0,01687 | 979 | 0,0812 | 174,2 | 512,5 | 338,3 | 1,922 | 7,826 | 0,124 | 12,1 |
| 130 | 0,02540 | 970 | 0,1195 | 193,0 | 528,0 | 334,9 | 1,943 | 7,012 | 0,122 | 11,1 |
| 140 | 0,0373 | 962 | 0,1727 | 212,3 | 543,9 | 331,6 | 1,964 | 6,345 | 0,121 | 10,3 |
| 150 | 0,05394 | 953 | 0,245 | 231,5 | 559,8 | 328,2 | 1,985 | 5,796 | 0,120 | 9,6 |
| 160 | 0,07630 | 945 | 0,3406 | 250,8 | 576,1 | 325,3 | 2,001 | 5,305 | 0,119 | 8,96 |
| 170 | 0,10621 | 936 | 0,4655 | 270,9 | 592,9 | 322,0 | 2,018 | 4,894 | 0,116 | 8,46 |
| 180 | 0,14553 | 927 | 0,6301 | 291,0 | 609,2 | 318,2 | 2,035 | 4,521 | 0,115 | 7,99 |
| 190 | 0,1961 | 918 | 0,8339 | 311,1 | 625,9 | 314,8 | 2,052 | 4,197 | 0,114 | 7,56 |
| 200 | 0,2609 | 909 | 1,097 | 311,6 | 642,7 | 311,1 | 2,068 | 3,913 | 0,112 | 7,21 |
| 210 | 0,3432 | 901 | 1,418 | 352,1 | 659,4 | 307,3 | 2,085 | 3,630 | 0,110 | 6,87 |



Scanned with OKEN Scanner

ANEXA $A_7$ - continuare

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 220 | 0,4422 | 982 | 1,815 | 373,5 | 677,0 | 303,5 | 2,102 | 3,403 | 0,109 | 6,54 |
| 230 | 0,5698 | 882 | 2,301 | 394,4 | 694,2 | 299,8 | 2,119 | 3,177 | 0,108 | 6,22 |
| 240 | 0,7228 | 873 | 2,882 | 416,2 | 711,8 | 295,6 | 2,135 | 2,981 | 0,106 | 5,96 |
| 250 | 0,9071 | 864 | 2,681 | 437,9 | 729,3 | 291,3 | 2,156 | 2,805 | 0,105 | 5,77 |
| 260 | 1,128 | 855 | 4,400 | 459,7 | 746,9 | 287,2 | 2,177 | 2,648 | 0,144 | 5,36 |
| 270 | 1,393 | 846 | 5,381 | 481,9 | 764,5 | 282,6 | 2,198 | 2,491 | 0,102 | 5,36 |
| 280 | 1,697 | 837 | 6,17 | 504,5 | 782,9 | 278,4 | 2,219 | 2,334 | 0,100 | 5,16 |
| 290 | 2,059 | 827 | 7,846 | 527,1 | 800,5 | 273,4 | 2,240 | 2,187 | 0,099 | 4,96 |
| 300 | 2,471 | 818 | 9,339 | 550,1 | 818,9 | 268,8 | 2,265 | 2,059 | 0,098 | 4,78 |
| 310 | 2,952 | 808 | 11,10 | 537,6 | 837,4 | 263,8 | 2,29 | 1,951 | 0,097 | 4,65 |
| 320 | 3,501 | 798 | 13,16 | 597,0 | 855,4 | 258,3 | 2,315 | 1,853 | 0,094 | 4,56 |
| 330 | 4,129 | 787 | 15,39 | 625 | 873,4 | 252,9 | 2,345 | 1,765 | 0,093 | 4,51 |
| 340 | 4,835 | 779 | 17,98 | 644,3 | 891,4 | 247,0 | 2,374 | 1,687 | 0,092 | 4,47 |
| 350 | 5,619 | 769 | 20,88 | 668,6 | 909,4 | 240,7 | 2,403 | 1,608 | 0,090 | 4,44 |
| 360 | 6,512 | 759 | 24,23 | 693,4 | 927,4 | 234,1 | 2,433 | 1,559 | 0,088 | 4,41 |
| 370 | 7,492 | 748 | 27,92 | 718,0 | 945,4 | 227,3 | 2,466 | 1,520 | 0,087 | 4,39 |
| 380 | 8,591 | 738 | 32,19 | 742,7 | 962,5 | 219,8 | 2,500 | 1,481 | 0,086 | 4,37 |
| 390 | 9,787 | 727 | 36,95 | 767,9 | 979,7 | 211,9 | 2,531 | 1,442 | 0,084 | 4,36 |
| 400 | 11,111 | 717 | 42,35 | 793,4 | 996,9 | 203,5 | 2,575 | 1,402 | 0,083 | 4,35 |



Scanned with OKEN Scanner

## Bibliografie


1. Petrovan S., Lungu M., Introducere în ingineria reacţiilor chimice., Tipar Rotaprint I.P.Iaşi, 1980.
2. Levenspiel O., Chemical Reaction Engineering, John Wiley, 1972.
3. Rase H.R., Chemical Reactor Design for Process Plants, John Wiley, 1977.
4. Smith J.M., Chemical Engineering Kinetics, Mc.Graw-Hill Kogakusha Ltd., 1970.
5. Bănescu A., Radulian D., Sistematizarea calculelor aparatelor în industria chimică, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1977.
6. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A., Procese şi aparate în ingineria chimică, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1981.
7. Domaşnev A.D., Utilaje pentru industria chimică, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1962.
8. Mihail R., Cîrloganu C., Reactoare în industria chimică, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1963.
9. Bratu A.E., Operaţii unitare în ingineria chimică, vol.1, 2, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1984.
10. Curievici I., Optimizări în industria chimică, Ed.Did şi Ped., Bucureşti, 1983.
11. Marinoiu V., Automatizarea proceselor petrochimice, Ed.Did.Ped. Bucureşti, 1979.
12. Goned L.A., Chemical Process Control, Addison-Wesley Publishing Company, 1969.
13. Papadache I., Automatizări industriale, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1978.
14. Mihail R., Modelarea reactoarelor chimice, Ed.Teh., Bucureşti, 1976.
15. Mihail R., Muntean O., Reactoare chimice, Ed.Did.Ped., Bucureşti, 1983.
16. Jinescu V., Aparate de tip coloană, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1978.
17. Cîrloganu C., Introducere în ingineria reactoarelor chimice, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1980.
18. Muntean O, Wiovaroschi A., Bozga Gr., Aplicaţii la calculul reactoarelor chimice, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1984.
19. Kafarov V., Cybernetic Methods in Chemistry and Chemical Engineering, Mir Publishers, Moscow, 1976.
20. Jinescu V.V., Calculul şi construcţia utilajului chimic pe-

trochimic şi de rafinării, Ed.Did.Ped., Bucureşti, 1983.
21. Cristea G., Melega C., Ciucă P., Timaru F., Proiectarea instalaţiilor tehnologice în industria chimică, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1965.
22. Cristea G., Nomograme pentru proiectare în industria chimică, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1973.
23. Cernobîlskii I.I., Haitin B.S., Polimerizaţionnîe apparatî, Izd.Tehnika, Kiev, 1968.
24. Planovskii A.N., Muştoev B.I., Ulianov B.M., Suşka dispersnîh materialov v himiceskoi promîşlenosti, Izd.Himia, Moskva, 1978.
25. Muştanov B.I., Ulianov B.M., Timonin A.C, Suşka v usloviah pnevmo-transporta, Izd.Himia, Moskva, 1984.
26. Kubşinskii M.N., Soboleva A.P., Kursovôe proektirovanie po predmeta proţesî i aparatî himiceskoi promîşlenosti, Visşaia Skola, Moskva, 1980.
27. Manusov E.B., Buianov E.A., Rascet reaktorov obiovnovo tipa, Maşinostroenie, Moskva, 1978.
28. Lipatova Iu.S. (redactor), Spravocinik teplofiziceskie i reologhiceskie hatakteristiki polimerov, Naukova Dumka, Kiev, 1977.
29. Tudose R.Z., Ibănescu I., Vasiliu M., Stancu A., Cristian Gh., Lungu M., Procese, operaţii, utilaje în industria chimică, Ed.Did.Ped., Bucureşti, 1978.
30. Biriukov I.V., Tehnologia cauciucării aparaturii chimice, Ed.Tehnică, Bucureşti, 1969.
31. Popa C., Radu N., Viaşu M., Buţurcă E, Borş M., Desen tehnic industrial, Tipar Rotaprint, I.P.Iaşi, 1979.
32. Renert M., Calculul şi construcţia utilajului chimic, vol.I şi II, Ed.Did.Ped., Bucureşti, 1971.
33. Dîtnerski Iu.I. (redactor), Osnovnîe proţessî i apparatî himiceskoi tehnologhii, Spravocinik, Izd.Himia, Moskva, 1983.
34. Barnhardt E.C., Processing of Thermoplastic Materials, Reinh. Publ.Corp., New York, 1970.

CUPRINS


| | Pagina |
|---|---|
| Introducere ..... | 1 |
| Programul cadru pentru elaborarea proiectelor de diplomă..... | 3 |
| Capitolul 1 - Memoriu tehnic şi deviz general .. .... | 5 |
| 1.1. Memoriul tehnic ..... | 5 |
| 1.2. Devizul general ..... | 5 |
| Capitolul 2 - Proprietăţi fizice ale monomerilor şi polimerilor ..... | 7 |
| 2.1. Densitatea ..... | 7 |
| 2.2. Vîscozitatea ..... | 7 |
| 2.2.1. Vîscozitatea gazelor ..... | 7 |
| 2.2.2. Vîscozitatea lichidelor ..... | 7 |
| 2.2.3. Vîscozitatea suspensiilor ..... | 9 |
| 2.2.4. Vîscozitatea emulsiilor ..... | 9 |
| 2.3. Caracteristici termice ale polimerilor .... | 11 |
| 2.3.1. Conductivitatea termică ..... | 11 |
| 2.3.2. Căldura specifică ..... | 13 |
| 2.3.3. Caracteristici termice şi vîscozitatea unor polimeri ..... | 14 |
| - Polietilenă de joasă densitate ..... | 15 |
| - Polipropilenă ..... | 16 |
| - Policlorură de vinil neplastifiată .. | 18 |
| - Policlorură de vinil plastifiată .... | 19 |
| - Polistiren ..... | 21 |
| - Poliamida 6 ..... | 22 |
| - Copolimer ABS ..... | 24 |
| - Polietilentereftalat ..... | 25 |
| - Alcool polivinilic ..... | 26 |
| - Polimetacrilat de metil ..... | 27 |
| - Poliuretan ..... | 28 |
| Capitolul 3 - Proiectarea utilajelor ..... | 29 |
| 3.1. Proiectarea reactoarelor ..... | 29 |
| 3.1.1. Datele necesare pentru proiectare ... | 29 |
| 3.1.2. Materiale pentru construcţia reactoarelor şi alegerea lor ..... | 34 |
| 3.1.3. Dimensionarea reactoarelor ..... | 42 |
| A) Dimensionarea reactoarelor pentru sisteme omogene ..... | 45 |
| - Reactoare discontinui (tip autoclavă) | 45 |

- Reactorul continuu cu amestecare perfectă ..... 47
- Reactorul continuu cu deplasare totală .... 48
- Dimensionarea reactoarelor din date practice ..... 49
- Proiectarea sistemelor de reacţii multiple ..... 54
- Proiectarea reactoarelor neizoterme,..... 57
- Regimul termic al reactoarelor ..... 58
B) Reactoare pentru sisteme eterogene ..... 69
- Reactoare gaz -lichid ..... 69
- Reactoare gaz - solid necatalitice ..... 82
- Reactoare catalitice ..... 86
- Reactoare în pat fluidizat ..... 92
3.1.4. Calculul de rezistenţă mecanică ..... 95
3.1.5. Calculul agitării ..... 97
3.1.6. Schimbul de căldură în reactoare ..... 1o6
- Calculul coeficientului global de transfer de căldură ..... 12o
- Calculul diferenţei medii de temperatură .. 121
- Bilanţul termic al reactorului ..... 124
- Verificarea suprafeţei de schimb de căldură .....127
3.2. Instalaţii pentru uscarea polimerilor ..... 129
3.2.1. Calculul uscătorului cu tambur rotativ ... 129
3.2.2. Calculul uscătorului cu strat fluidizat .. 138
3.2.3. Calculul uscătorului pneumatic ..... 142
3.2.4. Calculul uscătorului prin atomizare ..... 146
3.3. Calculul centrifugelor ..... 151
3.3.1. Calculul unei centrifuge cu sedimentare cu funcţionare periodică ..... 151
3.3.2. Calculul unei centrifuge continui cu descărcare pe şnec ..... 153
3.4. Calculul rezervoarelor, silozurilor şi buncărelor ..... 156
3.5. Calculul conductelor şi racordurilor ..... 159
3.6. Izolaţii termice şi încălzirea conductelor şi armăturilor ..... 165
Capitolul 4 - Automatizarea ..... 166

4.1. Determinarea variabilelor ce trebuie reglate ..... 166
4.2. Reglarea automată a unor parametri de proces ..... 167
4.3. Exemple de scheme de automatizare ..... 17o
Capitolul 5 - Utilităţi ..... 174
Capitolul 6 - Amplasament şi plan general ..... 176
6.1. Amplasarea obiectivului în plan teritorial ... 176
6.2. Alegerea terenului ..... 176
Capitolul 7 - Măsuri de protecţia muncii şi PSI ..... 176
Capitolul 8 - Partea desenată a proiectului ..... 177
8.1. Norme de reprezentare în desenul tehnic ..... 177
8.2. Aparate de măsură şi control. Automatizare ... 183
Anexe ..... 193
Bibliografie ..... 2o3

Scanned with OKEN Scanner